

**UNIVERSITÉ DU QUÉBEC**

**MÉMOIRE PRÉSENTÉ À**

**L'UNIVERSITÉ DU QUÉBEC À TROIS-RIVIÈRES**

**COMME EXIGENCE PARTIELLE**

**DE LA MAÎTRISE EN SCIENCES DES PÂTES ET PAPIERS**

**PAR**

**JEAN ROUTHIER**

**ÉTUDE DE TRAITABILITÉ DES EAUX USÉES COMBINÉES  
DE LA MUNICIPALITÉ D'EAST ANGUS ET DE L'USINE CASCADES INC.**

**NOVEMBRE 1992**

Université du Québec à Trois-Rivières

Service de la bibliothèque

Avertissement

L'auteur de ce mémoire ou de cette thèse a autorisé l'Université du Québec à Trois-Rivières à diffuser, à des fins non lucratives, une copie de son mémoire ou de sa thèse.

Cette diffusion n'entraîne pas une renonciation de la part de l'auteur à ses droits de propriété intellectuelle, incluant le droit d'auteur, sur ce mémoire ou cette thèse. Notamment, la reproduction ou la publication de la totalité ou d'une partie importante de ce mémoire ou de cette thèse requiert son autorisation.

## TABLE DES MATIERES

	Page
AVANT-PROPOS . . . . .	IV
RÉSUMÉ . . . . .	VI
LISTE DES TABLEAUX . . . . .	VII
LISTE DES FIGURES . . . . .	XII
 1 INTRODUCTION . . . . .	 1
 2 REVUE DE LA LITTÉRATURE . . . . .	 8
2.1 Les origines de la pollution . . . . .	8
2.2 Types de polluants dans les effluents et leur impact sur le milieu récepteur . . . . .	11
2.3 Etat de la législation canadienne et québécoise pour le secteur des pâtes et papiers . . . . .	23
2.4 Traitements biologiques secondaires . . . . .	24
2.5 Cinétiques . . . . .	34
2.6 Boues du traitement par lagunage . . . . .	40
2.7 Taux de transfert d'oxygène . . . . .	47
2.8 Désinfection des effluents . . . . .	49
 3 L'USINE CASCADES (East Angus) . . . . .	 52
3.1 La pulperie: fabrication de la pâte selon le procédé Kraft . . . . .	53
3.2 La papeterie . . . . .	62
3.3 La cartonnerie . . . . .	65
 4 PROGRAMME EXPERIMENTAL . . . . .	 67
4.1 Description générale . . . . .	67
4.2 Nature et durée des essais . . . . .	68
4.3 L'usine pilote . . . . .	72

4.4	Caractéristiques des eaux usées brutes . . . . .	77
4.4.1	Historique des effluents . . . . .	77
4.4.2	Les eaux usées de la pulperie . . . . .	88
4.4.3	Les eaux usées de condensat . . . . .	89
4.4.4	Les eaux usées de la papeterie. . . . .	90
4.4.5	Les eaux usées de la cartonnerie . . . . .	91
4.4.6	Les eaux usées municipales . . . . .	96
4.5	Exigences des rejets après traitement . . . . .	97
4.6	Techniques expérimentales . . . . .	101
4.6.1	Préparation de la composition d'alimentation .	107
4.6.2	Opérations quotidiennes . . . . .	111
4.6.3	Problèmes rencontrés . . . . .	115
4.7	Techniques d'analyse . . . . .	119
4.7.1	Analyses conventionnelles . . . . .	119
4.7.2	Analyses non conventionnelles . . . . .	122
4.7.3	Analyses de la toxicité . . . . .	122
5	RESULTATS DES ESSAIS . . . . .	123
5.1	Essais de la phase 1 de génération de données . . . . .	125
5.1.1	Paramètres conventionnels . . . . .	126
5.1.2	Paramètres non conventionnels . . . . .	138
5.1.3	Analyses de toxicité . . . . .	141
5.2	Essais de la phase 2 . . . . .	143
5.2.1	Paramètres conventionnels . . . . .	145
5.2.2	Paramètres non conventionnels . . . . .	156
5.2.3	Analyses de toxicité . . . . .	160
5.2.4	Résultats de la phase 2* . . . . .	162
5.3	Essais de la phase 3 . . . . .	162
5.3.1	Paramètres conventionnels . . . . .	164
5.3.2	Paramètres non conventionnels . . . . .	169
5.3.3	Analyses de toxicité . . . . .	174



5.4	Analyse globale des résultats pour les trois phases de génération de données . . . . .	177
5.5	Cinétique du traitement . . . . .	188
5.5.1	Modèles utilisés . . . . .	189
5.5.2	Vérification et correction des données . . . . .	190
5.5.3	Calcul des constantes cinétiques . . . . .	195
5.5.4	Validation des modèles et des constantes cinétiques . . . . .	201
5.5.5	Sommaire . . . . .	204
5.6	Estimation de la production de boues . . . . .	207
5.6.1	Matières volatiles biodégradables et non bio- dégradables . . . . .	209
5.6.2	Coefficient de synthèse $Y$ . . . . .	209
5.6.3	Décomposition des matières volatiles . . . . .	211
6	CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS. . . . .	215
7	REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES . . . . .	230

#### AVANT-PROPOS

Pour mener à bien la réalisation d'une étude de l'envergure de celle réalisée à l'usine CASCADES INC. à East Angus, la participation de nombreux intervenants s'est avérée indispensable. A cet effet, plusieurs professionnels du GROUPE TEKNIKA ont été mis à contribution et ce, à toutes les étapes de la réalisation. Parmi eux, notons:

- |   |   |   |
|---|---|---|
| Routhier, Jean<br>ing. jr                 | : | Responsable du projet d'essai pilote, traitement des données, interprétation, rédaction du rapport. |
| Grenier, Yvon<br>t.d.                     | : | Technicien responsable du suivi quotidien du pilote.  |
| Quevillon, Marc<br>t.d.                   | : | Technicien, support au suivi du pilote.   |
| Kantardjief, Alexandra<br>ing., M. Sc. A. | : | Coordination de l'étude, traitement, interprétation des données, révision du rapport.               |

Les analyses de polluants conventionnels ont été effectuées par le laboratoire VFG avec l'excellente collaboration de M. Réjean Beauchemin, t.d., tant au niveau aspects analytiques qu'au niveau de traitement des données.

M. Serge Lessard, ing., M. Sc. A., du Service de l'environnement de la communauté urbaine de Montréal, a agi à titre de consultant surtout au niveau de la modélisation et de la cinétique du procédé.

Les nombreuses réunions et discussions techniques avec le chargé de projet (aspects techniques) M. Yvon Béland, ing. de la Direction de

l'assainissement urbain du ministère de l'Environnement du Québec ont été d'une très grande utilité pour le déroulement des essais, tant au niveau orientation générale qu'au niveau stratégie en période de perturbation.

Il faut également souligner la collaboration importante de M. Gérard Croteau, ing, anciennement de la Direction de la qualité du milieu aquatique, du ministère de l'Environnement du Québec, pour l'évaluation relative au respect des objectifs environnementaux tout au cours des essais.

Mentionnons finalement l'excellente collaboration de M. Marcel Lamoureux, responsable du Département de l'environnement de Cascades, ainsi que de tous les employés de la compagnie qui ont contribué au bon déroulement des essais.

## RESUME

L'utilisation d'étangs aérés comme mode de traitement des effluents de pâtes et papiers est de plus en plus répandue en Amérique du Nord. Dans le cadre du programme d'assainissement de la ville d'East Angus et de l'industrie Cascades inc., il fut proposé par le ministère de l'Environnement du Québec d'étudier la faisabilité d'un traitement conjoint des effluents. La méthode de traitement choisie fut le lagunage à double niveau d'aération ("Dual Power Level Multicellular Aerated Lagoon"). Une étude pilote a été entreprise pour évaluer la performance du traitement préconisé et établir les critères de conception permettant un rendement global de plus de 85 % d'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> et l'obtention d'un effluent non toxique. L'étude a permis de tirer un certain nombre de conclusions quant à l'utilisation d'un système de lagunage à double niveau d'aération pour le traitement d'un effluent combiné municipal et Kraft non blanchi.

Le traitement à l'échelle pilote a permis un enlèvement de la DBO<sub>5</sub> supérieur à 90 %, tout en maintenant une concentration à l'effluent traité de l'ordre de 30 mg/L. Le temps de rétention du traitement a constitué un paramètre très important. Des deux systèmes étudiés, celui à plus long temps de rétention (10 jours versus 5 jours) a produit un effluent traité plus stable et de meilleure qualité pour les paramètres conventionnels, non conventionnels et la toxicité. L'ajout d'éléments nutritifs sous forme d'azote et de phosphore s'est avéré inutile. L'effluent municipal a constitué une source suffisante de nutriments, selon la proportion actuelle (15-20 %) par rapport au débit total d'eaux brutes. L'efficacité du traitement est très affectée, lorsque le procédé est soumis à une basse température (4°C). Pour en tenir compte, un facteur de correction  $\theta$  de 1,1049 a été déterminé. Les coefficients cinétiques obtenus pour les cellules complètement mélangées et partiellement mélangées ( $k = 0,0289$ ) sont en accord avec la littérature. Une

baisse de la température du traitement de 20 °C à 4 °C a pour effet de réduire les coefficients cinétiques de l'ordre de 6 fois. L'addition d'une quantité d'effluents de désencrage dans une proportion de 10 % des eaux brutes a eu pour effet de réduire les coefficients cinétiques de 30 %. L'effluent traité par l'unité pilote s'est avéré non toxique pour les nombreux bioessais réalisés (truites, daphnies, microtox), malgré une concentration létale moyenne des eaux brutes de 18-24 % (CI50 - 96 heures). Le traitement a aussi permis de réduire la concentration en acides résiniques totaux à des concentrations inférieures à 300 µg/L. Les données expérimentales générées au cours des essais pourront être utilisées lors de la conception éventuelle, tant pour le dimensionnement, l'évaluation des besoins en aération, l'estimation de la production de boues et finalement pour la prédiction de la performance.

## LISTE DES TABLEAUX

	Page
<b>Tableaux</b>	
1.1 Résumé des résultats - Etape 1 . . . . .	2
1.2 Caractéristiques des eaux usées industrielles et urbaines (Etude Teknika - Phase 1, octobre 1988) . . . . .	3
1.3 Objectifs et charges permises à l'effluent traité (MENVIQ (DOMA)) . . . . .	4
2.1 Niveau des rejets en débit, MES et DBO <sub>5</sub> des fabriques des pâtes et papiers . . . . .	12
2.2 Toxicité totale aiguë pour la truite arc-en-ciel des effluents de pâtes et papiers . . . . .	16
2.3 Principaux constituants toxiques dans les effluents d'usines Kraft . . . . .	17
2.4 Concentrations (mg/L) en toxicité des divers acides gras et résiniques dans les effluents Kraft . . . . .	18
2.5 Charges polluantes - Usine de désencrage . . . . .	21
2.6 Caractéristiques des rejets d'usines de désencrage au Québec (MENVIQ - Assainissement industriel) . . . . .	21
2.7 Réglementation à l'étude pour le secteur des pâtes et papiers aux niveaux fédéral et provincial . . . . .	23
2.8 Performances des systèmes de traitement biologique pour les rejets de pâtes et papiers . . . . .	28
2.9 Traitement par étangs aérés en Finlande . . . . .	30
2.10 Valeurs typiques de la constante cinétique $\theta$ trouvées dans la littérature . . . . .	39
4.1 Calendrier et durée des essais . . . . .	68
4.2 Caractéristiques d'opération de la phase 1 . . . . .	69

## Tableaux

4.3	Caractéristiques d'opération de la phase 2 . . . . .	70
4.4	Caractéristiques d'opération de la phase 3 . . . . .	71
4.5	Etat des effluents à l'usine Cascades (East Angus) en 1988 . . . . .	78
4.6	Etat des effluents à l'usine Cascades (East Angus) en 1989 . . . . .	79
4.7	Rapport sur l'échantillonnage des effluents Usine Cascades (East Angus) inc. . . . .	82
4.8	Essais de toxicité sur les effluents de Cascades (East Angus) . . . . .	83
4.9	Essais de toxicité sur les effluents de Cascades . . . . .	84
4.10	Substances toxiques prioritaires (concentration mg/L) . . . .	87
4.11	Caractéristiques moyennes de l'effluent de la cartonnerie en 1989 . . . . .	92
4.12	Effluents échantillonnés à l'usine de désencrage Cascades (Breakeyville) . . . . .	93
4.13	Caractéristiques de l'effluent municipal . . . . .	96
4.14	Valeurs guides afin d'éviter une toxicité aiguë des effluents résiduels de l'usine conjointe Cascades et la municipalité d'East Angus . . . . .	99
4.15	Objectifs environnementaux préliminaires pour l'industrie Cascades et la municipalité d'East Angus . . . .	100
4.16	Programme analytique - Phase 1 . . . . .	102
4.17	Programme analytique - Phase 2 . . . . .	103
4.18	Programme analytique - Phase 3 . . . . .	104
4.19	Caractéristiques des boues d'ensemencement . . . . .	105
4.20a	Analyses des paramètres conventionnels Méthodes utilisées (Consultant VFG enr.) . . . . .	120

## Tableaux

4.20b	Analyses des paramètres conventionnels Méthodes utilisées (Consultant VFG enr.) . . . . .	121
5.1	Description des conditions d'opération de l'usine pilote pour les trois phases d'essais . . . . .	124
5.2	Résultats moyens de fonctionnement pour les paramètres conventionnels de la phase 1 . . . . .	127
5.3	Evaluation des solides dans les deux systèmes, au cours de la phase 1 . . . . .	133
5.4	Enlèvement moyen de la couleur et des coliformes lors de la phase 1 . . . . .	135
5.5	Concentrations moyennes en métaux et autres paramètres spécifiques à l'effluent pour la phase 1 . . . . .	137
5.6	Concentrations à l'effluent des paramètres contribuant à toxicité pour la phase 1 . . . . .	139
5.7	Concentrations moyennes d'acides résiniques et d'acides gras de la phase 1 . . . . .	140
5.8	Analyses de toxicité pour la phase 1 (Concentrations toxiques d'effluents en % volumique) . . . . .	142
5.9	Résultats moyens de fonctionnement pour les paramètres conventionnels de la phase 2 . . . . .	147
5.10	Evaluation des solides dans les deux systèmes au cours de la phase 2 . . . . .	152
5.11	Evaluation des solides dans les deux systèmes au cours de la phase 2 . . . . .	155
5.12	Concentrations moyennes en métaux et autres paramètres spécifiques à l'effluent pour la phase 2 . . . . .	156
5.13	Concentrations moyennes à l'effluent des paramètres contribuant à la toxicité pour la phase 2 . . . . .	158
5.14	Concentrations moyennes d'acides résiniques et d'acides gras de la phase 2 . . . . .	159



**Tableaux**

5.15	Analyses de toxicité pour la phase 2 (Concentrations toxiques d'effluents en % volumique) . . . . .	161
5.16	Résultats moyens de fonctionnement du système I pendant la phase 3 . . . . .	165
5.17	Evaluation des solides dans les deux systèmes au cours de la phase 3 . . . . .	169
5.18	Concentrations moyennes en métaux et autres paramètres spécifiques à l'effluent pour la phase 3 . . . .	170
5.19	Concentrations moyennes d'acides résiniques et d'acides gras de la phase 3 . . . . .	172
5.20	Concentrations moyennes à l'effluent des paramètres contribuant à la toxicité pour la phase 3 . . . . .	173
5.21	Analyses de toxicité pour la phase 3 (Concentrations toxiques d'effluents en % volumique) . . . . .	175
5.22	Analyses de toxicité chronique pour la phase 3 (concentrations toxiques d'effluents en % volumique) . . . . .	176
5.23	Résumé des constantes cinétiques de l'étude de traitabilité . . . . .	196
5.24	Comparaison des constantes cinétiques avec quelques modèles . . . . .	203
5.25	Cinétique de traitement par lagunage à double niveau d'aération pour les eaux usées d'East Angus et de Cascades . . . . .	205
5.26	Cinétique de traitement pour les eaux usées d'East Angus et de Cascades (phase 3 avec désencrage) . . . . .	205
5.27	Coefficients $\theta$ de correction de la température pour les cinétiques de traitement . . . . .	206

## LISTE DES FIGURES

	Page
<b>Figures</b>	
2.1 Principaux constituants du bois . . . . .	9
2.2 DBO <sub>5</sub> en fonction du temps pour les effluents Kraft . . . . .	13
2.3 DBO <sub>5</sub> en fonction du temps pour les effluents CIMP . . . . .	14
2.4 Performance des étangs aérés pour le critère "Matières en suspension" MES . . . . .	29
2.5 Schéma d'un système de lagunage à double niveau . . . . .	32
2.7 Taux spécifique en fonction de la concentration de substrat à l'effluent . . . . .	36
3.1 Capacité de production de l'usine Cascades (East Angus) . . . . .	52
3.2 Procédé Kraft - Cycle de récupération de la liqueur . . . . .	55
4.1 Schéma de l'usine pilote . . . . .	73
4.2 Evolution de la conductivité sur l'effluent cartonnerie . . . . .	95
5.1 DBO <sub>5</sub> au système I (Phase 1) . . . . .	129
5.2 DBO <sub>5</sub> au système II (Phase 1) . . . . .	129
5.3 DCO au système I (Phase 1) . . . . .	130
5.4 DCO au système II (Phase 1) . . . . .	131
5.5 MES au système I (Phase 1) . . . . .	134
5.6 MES au système II (Phase 1) . . . . .	134

**Figures**

5.7	DBO <sub>5</sub> au système I (Phase 2) . . . . .	149
5.8	DBO <sub>5</sub> au système II (Phase 2) . . . . .	149
5.9	DCO au système I (Phase 2) . . . . .	150
5.10	DCO au système II (Phase 2) . . . . .	151
5.11	MES au système I (Phase 2) . . . . .	153
5.12	MES au système II (Phase 2) . . . . .	154
5.13	DBO <sub>5</sub> au système I (Phase 3) . . . . .	166
5.14	DCO au système I (Phase 3) . . . . .	167
5.15	MES au système I (Phase 3) . . . . .	168
5.16	Evolution de la DCO au système I . . . . .	180
5.17	Evolution de la DBO <sub>5</sub> au système I . . . . .	181
5.18	Evolution des MES au système I . . . . .	182
5.19	Evolution de la DCO au système II . . . . .	186
5.20	Evolution de la DBO <sub>5</sub> au système II . . . . .	187
5.21	Evolution des MES au système II . . . . .	188
5.22	Digestion des solides dégradables en fonction du temps (à 20 °C) pour réacteur non mélangé . . . . .	192
5.23	Schéma du bilan massique de boues de l'usine pilote pour les trois phases . . . . .	208

## 1 INTRODUCTION

La Ville d'East Angus a débuté, en 1987, la deuxième phase de son programme d'assainissement des eaux avec la signature d'un protocole d'entente avec le gouvernement du Québec.

Dans le cadre du programme d'assainissement des eaux de la ville d'East Angus et de l'industrie Cascades, il fut proposé par le ministère de l'Environnement du Québec que la seule méthode de traitement conjoint qui devrait être envisagée, serait le procédé des étangs aérés. Il va de soi que la présence de fortes quantités d'effluents industriels modifie, de façon importante, les paramètres de design généralement admis pour la conception des étangs traitant strictement des eaux usées domestiques.

Le Groupe Teknika a donc reçu le mandat de la Société québécoise d'assainissement des eaux de procéder à des essais pilotes, en deux étapes, à savoir:

- I) Etude simplifiée à l'échelle du laboratoire.
- II) Etude "in situ" à l'échelle pilote.

La première étape a consisté en la réalisation à l'échelle du laboratoire, d'une étude sommaire d'essais en curvée. Celle-ci avait pour but de déterminer les valeurs approximatives des paramètres cinétiques du traitement. La qualité de ces derniers paramètres a permis de préciser les conditions d'opération qui allaient être étudiées au cours de la deuxième étape, c'est-à-dire le traitement des effluents à l'échelle pilote industrielle sur le site de l'industrie Cascades.

Les résultats de la première étape ont permis de conclure que l'addition d'éléments nutritifs améliorerait la traitabilité du mélange des eaux usées d'une façon significative, et que cette condition méritait d'être

usées d'une façon significative, et que cette condition méritait d'être précisée à la deuxième étape du projet, lors des études en continu. Les valeurs préliminaires des constantes, obtenues lors de la première étape, sont résumées dans le tableau suivant.

Constantes cinétiques	Sans nutriments (N & P)	Avec nutriments (N & P)
$k_{-20^{\circ}\text{C}}$ [1/d]	0,0059	0,033
$\theta$	1,10	1,22
$a$ [g VSS produites / g DBO <sub>5</sub> sol. enlevée]	0,76	0,63
$b$ [g VSS oxydées / g VSS jour]	-0,11	-0,044

VSS : matières volatiles en suspension

### **Tableau 1.1** Résumé des résultats - Étape 1

Sur la base de ces valeurs provenant du rapport de première étape (rapport TEKNIKA - Essais en cuvette, 88-11-30), l'évaluation d'une plage d'efficacité de la réduction de la DBO<sub>5</sub> en fonction du temps de rétention avait été estimée. Ainsi, pour des temps de rétention de trois à dix jours, un système sans nutriments permet d'anticiper une réduction de l'ordre de 60 à 80 % de la DBO<sub>5</sub>. Pour un système avec ajout d'éléments nutritifs, cette plage de réduction passe à 40-95 % de réduction.

Ces résultats pour des essais en cuvette ont permis de préciser la gamme d'opérations à l'échelle pilote de réacteurs complètement mélangés. Cette modélisation du procédé de traitement en continu et à l'échelle pilote devrait permettre de confirmer l'effet de l'ajout d'éléments nutritifs. Cependant, lors des discussions sur les conclusions de l'étape 1 du projet, les intervenants du MENVIQ et du Groupe Teknika ont convenu que le système de traitement serait constitué d'un étang complètement mélangé, suivi par un étang facultatif partiellement mélangé, constituant ainsi un système dit à double intensité d'aération (dual system).

Le MENVIQ a donc accepté la suggestion du consultant de procéder à la modélisation d'un tel système de traitement. Un système à l'échelle pilote a donc été réalisé pour le traitement conjoint des eaux usées de la ville et de l'usine Cascades inc. d'East Angus. Ces essais se sont déroulés sur le site même de l'usine Cascades (East Angus) et se sont échelonnés du 18 mai 1989 au 8 décembre 1989.

Lors de l'étape I, un bilan sommaire des rejets industriels et urbains a été dressé. Cet inventaire est reproduit au tableau 1.2.

Les discussions préparatoires à l'étape II du projet ont fait ressortir les exigences de traitement pour le futur système d'épuration.

Source	Conditions antérieures		Conditions actuelles		Conditions anticipées	
	Débit m³/d	DBO <sub>5</sub> kg/d	Débit m³/d	DBO <sub>5</sub> kg/d	Débit m³/d	DBO <sub>5</sub> kg/d
Cartonnerie	-	-	2 160	540	1 500	375
Papeterie	4 000	350	5 560	375	4 000	350
Usine de pâtes	14 000	4 000	16 500	6 130	14 000	4 000
Sous-total	18 000	4 350	24 220	7 045	19 500	4 725
Municipalité	2 000	240	4 900	185	4 900	185
<b>Total</b>	<b>20 000</b>	<b>4 590</b>	<b>29 120</b>	<b>7 230</b>	<b>24 400</b>	<b>4 910</b>
mg/L DBO <sub>5</sub>		230		248		
% industriel						
• hydraulique	90%		83%		80%	
• organique		95%		97%		96%

**Tableau 1.2** Caractéristiques des eaux usées industrielles et urbaines (Étude Teknika - Phase 1, octobre 1988)

Ces valeurs cibles à l'effluent ont été utilisées pour la conception de l'unité pilote de la phase industrielle, de même que pour l'interprétation subséquente des résultats.

La qualité requise de l'effluent a été initialement stipulée en termes de charge massique, de charge organique, de concentration moyenne tolérable de polluants spécifiques et finalement d'exigence qualitative: un effluent non toxique.

Tenant compte d'un débit total d'effluents anticipé de 24 400 m<sup>3</sup>/d, d'une charge organique de 7230 kg/d et d'une charge en matières en suspension de 4567 kg/d, il a été possible d'estimer les charges et les concentrations permises à l'effluent du traitement.

Le tableau 1.3 présente celles-ci, mais également les objectifs environnementaux tels qu'émis par le MENVIQ (DQMA).

PARAMÈTRES	OBJECTIFS ET CHARGES
DBO <sub>5</sub>	1 000 kg/d (40 mg/L)
MES	1 000 kg/d (40 mg/L)
Toxicité	Effluent non toxique
Coliformes fécaux	11 000 UFC/100 ml

**Tableau 1.3** Objectifs et charges permises à l'effluent traité (MENVIQ (DQMA))

Etant donné que l'on peut s'attendre à ce que le ratio affluent/effluent soit de l'ordre de 250 mg/L/40 mg/L, alors le rendement total requis pour le système sera de 85 % d'enlèvement de la DBO<sub>5</sub>.

Voici les objectifs généraux visés par la deuxième étape des essais de traitabilité, c'est-à-dire l'étude à l'échelle pilote de la traitabilité des effluents conjoints de la ville d'East Angus et de l'usine Cascades inc.

1. Etablir les critères de conception d'un système d'épuration permettant l'obtention d'un rendement global de 85 % et plus d'enlèvement de la DBO<sub>5</sub>.
2. Modéliser un système de traitement par lagunage en utilisant la technique de double mode d'aération (dual system), c'est-à-dire une chaîne de traitement composée d'un réacteur complètement mélangé suivi d'un réacteur partiellement mélangé.
3. Examiner l'impact de temps de séjour différents sur la qualité du traitement, c'est-à-dire la qualité de l'effluent.
4. Etudier l'opération et la réponse du système pour des conditions d'apport et de non-apport d'éléments nutritifs au procédé biologique.
5. Vérifier la réponse d'un système biologique à des conditions d'opération à basse température.
6. Tenter d'augmenter l'âge des boues dans un réacteur complètement mélangé. Examiner le comportement du système lorsque soumis à l'ajout d'un décanteur incorporé dans la première cellule. Voir s'il est possible à l'échelle pilote, de réduire le temps de rétention de la chaîne de traitement.
7. Vérifier la qualité de l'effluent pour en mesurer la teneur en coliformes fécaux.
8. Evaluer l'efficacité du système de lagunage à double niveau d'aéra-



tion pour la réduction des paramètres de pollution non conventionnels (acides résiniques, acides gras, substances toxiques volatiles et non volatiles prioritaires).

9. Effectuer des essais biologiques afin de mesurer la toxicité aiguë des eaux traitées et vérifier leur conformité aux règlements provinciaux et fédéraux en vigueur et futurs.
10. Identifier les problèmes de fonctionnement ainsi que les paramètres critiques pour la conception du traitement pleine grandeur.

Voilà donc les principaux objectifs qui ont guidé la réalisation des essais pilotes lorsque ceux-ci se sont amorcés au mois de mai 1989. Cependant, une meilleure connaissance des conditions éventuelles du traitement a obligé l'ajout d'un onzième objectif en cours de réalisation des essais de traitabilité:

11. Etudier l'impact sur le système de traitement biologique acclimaté, du remplacement de l'effluent de la cartonnerie de Cascades inc. par un effluent originant d'une usine de désencrage: Désencrage Cascades à Breakeyville.

Ce dernier objectif s'est avéré nécessaire par le fait que l'usine Cascades (East Angus) est en voie de compléter un plan de modernisation de sa cartonnerie actuelle. Au coeur de cette modernisation se trouve la mise en fonction d'une usine intégrée de désencrage pour alimenter uniquement la cartonnerie en pâte désencrée.

Ce n'est qu'au cours des essais qu'il est apparu important d'évaluer l'impact éventuel de ce changement du procédé de la cartonnerie sur la chaîne de traitement des effluents. Bien peu d'informations étaient alors disponibles tant sur le futur procédé de désencrage que sur la nature des effluents qui en résulteraient. Néanmoins, il fut décidé de soumettre le traitement à des conditions plus extrêmes que celles

anticipées tant pour ce qui est des charges (DBO, DCO, MES) que pour les contaminants organiques. Pour des raisons pratiques, il fut décidé d'utiliser les effluents de l'usine Désencrage Cascades à Breakeyville. Bien que la matière première (fibres secondaires) et le type de procédé de désencrage n'étaient aucunement similaires, cet essai offrait l'avantage de fixer un ordre de grandeur du comportement de la future chaîne de traitement.

Le présent document expose donc le déroulement de l'étude à l'échelle industrielle, étude qui s'est déroulée du mois de mai au mois de décembre 1989. On y présente aussi les résultats des divers essais et finalement l'évaluation des paramètres critiques pour la conception du système de traitement conjoint.

## 2 REVUE DE LA LITTÉRATURE

Les rejets dont il sera question dans le présent document se composent d'une portion importante d'effluents industriels ( $\pm 85 \%$ ) en provenance de l'industrie Cascades d'East Angus.

Par conséquent,

- . les origines de la pollution de l'industrie papetière;
- . les types de polluants dans les effluents de pâtes et papiers et leur impact sur le milieu aquatique;
- . l'état actuel des législations provinciale et fédérale concernant ce secteur;

sont des points qui seront abordés en plus:

- . des technologies de traitements biologiques des effluents papetiers, en couvrant brièvement les principes de base, les aspects cinétiques, les rendements et certains critères de conception;
- . de la question des boues biologiques;
- . des systèmes d'aération couverts strictement sous l'aspect du lagunage aéré,

car ce dernier procédé a été retenu comme mode de traitement conjoint des effluents de la ville d'East Angus et de la compagnie Cascades.

### 2.1 Les origines de la pollution

Les paramètres de pollution d'une fabrique de pâtes et papiers originent principalement des matières non transformées en produits finis [1].

Chaque étape de fabrication, tel qu'on le verra plus loin dans le texte, est responsable de la génération d'une partie de la pollution totale que l'on retrouve dans l'effluent d'une usine.

Le bois étant la source principale de matières premières, certains de ces composés de base se retrouvent en partie dans les rejets de l'usine.

Les principaux constituants du bois sont:

- . les polysaccharides
- . la lignine
- . les extractifs

### Les polysaccharides

Ils constituent la fraction du bois qui se subdivise en cellulose et hémicellulose. Ce sont des polymères (hydrates de carbone) à haut poids moléculaire formés à partir de molécules de glucose, mannose et xylose. Les hémicelluloses résistent moins bien à la dégradation que la cellulose au cours de la fabrication de la pâte. Ses produits dégradés ajoutent à la charge rejetée aux effluents. La cellulose est le composant principal qui forme environ 45 % du poids sec du bois et est formée d'un grand nombre (1000 - 15 000) de chaînes linéaires de glucose (degré de polymérisation).

### La lignine

La lignine est la deuxième plus importante composante du bois. Elle joue le rôle de liant entre les fibres. Ainsi, les procédés de mise en pâte chimique (Kraft et autres) visent à la mettre en solution pour libérer les fibres.

Le poids moléculaire de la lignine est très élevé et, par conséquent, elle est insoluble dans des solvants jusqu'à ce qu'elle soit dégradée.

### Les extractifs

Leur composition varie d'une espèce de bois à l'autre (3 à 10 % du bois). Ils peuvent être extraits du bois par des solvants neutres tels l'eau, l'alcool, le benzène, l'éther et l'acétone. Les principaux composants sont:

- . les acides gras
- . les esters d'acides gras
- . les acides résiniques
- . les composés phénoliques à poids moléculaire élevé

- . autres composés de la famille des terpènes

Les principaux constituants, décrits brièvement plus haut, contribuent à divers degrés à la pollution rejetée dans le milieu récepteur par une usine [1].

## 2.2 Types de polluants dans les effluents et leur impact sur le milieu récepteur

De façon générale, les effluents de l'industrie papetière qui atteignent le milieu récepteur contiennent les substances suivantes [2]:

- . matières en suspension
- . substances facilement biodégradables
- . substances difficilement biodégradables
- . substances résistantes à la biodégradation
- . substances qui modifient le pH
- . sels inorganiques
- . substances qui contribuent à la toxicité

### Matières en suspension (MES)

Comme leur nom l'indique, les matières en suspension sont des particules de la pâte de bois qui ne sont pas retenues sur la feuille de papier et se retrouvent en suspension dans l'effluent d'une fabrique de pâtes et papiers [3].

Les matières en suspension peuvent être catégorisés en décantables et non décantables; les premiers se prêtent à un enlèvement par décantation.

Les matières en suspension qui échappent aux traitements (primaire et secondaire) peuvent provoquer dans le milieu récepteur:

- . la formation d'une couche de sédiments empêchant la croissance de plantes aquatiques;
- . la création d'une zone anaérobie (déficiency en oxygène, génération des odeurs, apparition de mousse en surface, etc.);
- . un manque de pénétration de lumière, suivi
- . d'une modification des habitudes de la flore aquatique.

Le tableau 2.1 [3] présente les valeurs typiques d'un rejet de pâtes et papiers en matières en suspension (MES) et en demande biochimique en oxygène (DBO<sub>5</sub>), suivant le type de fabrique.

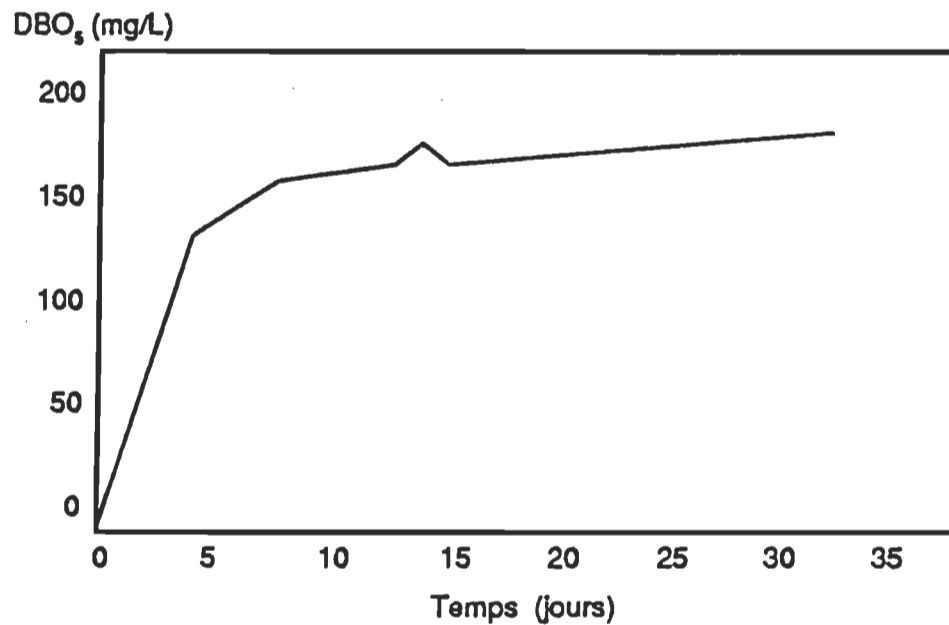
Type de fabrique de pâtes et papiers	DÉBIT	DBO <sub>5</sub>		MES	
	m³/kg	kg/tonne	mg/L	kg/tonne	mg/L
1. Kraft blanchie					
• papier fin	0,133	32,4	244	82,0	618
• pâte	0,171	40,0	234	72,0	418
2. Kraft non blanchie	0,53	16,9	-	21,9	-
3. Kraft NSSC	0,58	19,4	-	20,5	-
4. PTM	0,016	25,0	1 600	3,3	209
5. PCTM	0,022	73,0	3 300	5,0	220
6. Désencrage	0,104	82,5	791	178,5	1 712

**TABLEAU 2.1** Niveau des rejets en débit, MES et DBO<sub>5</sub> des fabriques de pâtes et papiers <sup>(3)</sup>

### Demande biochimique en oxygène

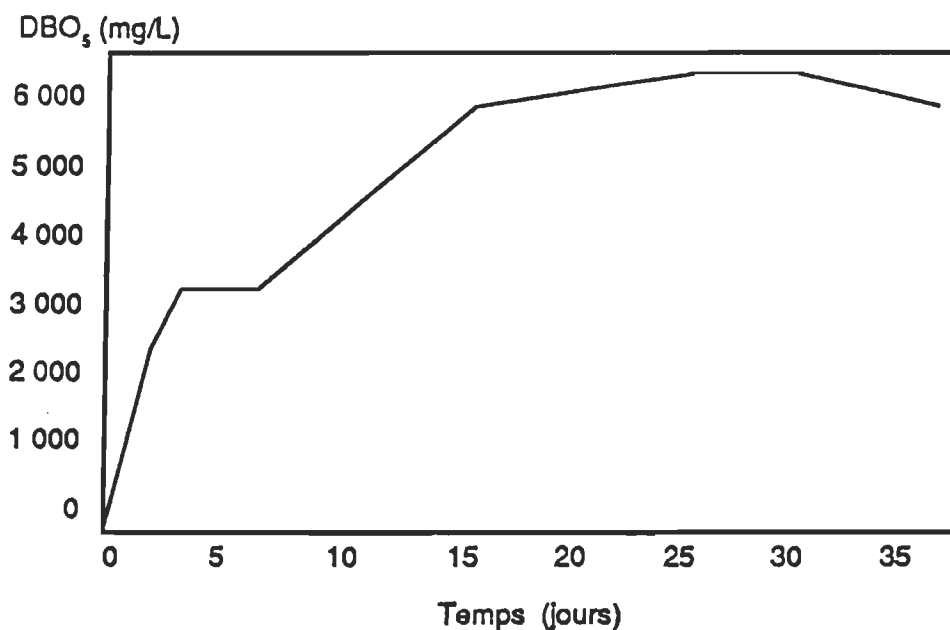
Dans la plupart des milieux aquatiques, se retrouvent des micro-organismes capables de transformer plusieurs types de matières organiques. Ces micro-organismes utilisent l'oxygène dissous dans l'eau et, graduellement, il y a une diminution de cette concentration. La DBO est cette demande en oxygène des micro-organismes dans le milieu aquatique.

Dans la méthode de mesure de la DBO, il faut tenir compte de la provenance de l'effluent, de l'impact de l'ensemencement (acclimaté ou non) sur les valeurs obtenues. Les figures 2.2 et 2.3 en font état.



**FIGURE 2.2** DBO<sub>5</sub> en fonction du temps pour des effluents KRAFT <sup>(3)</sup>





**FIGURE 2.3** DBO<sub>5</sub> en fonction du temps pour des effluents PCTM <sup>(3)</sup>

La réduction de cette demande biochimique en oxygène est obtenue par les procédés de traitement biologique.

La matière organique oxydable présente dans un effluent de pâtes et papier et qui exercera une demande biochimique en oxygène dans le milieu récepteur provient du bois. La cellulose et la lignine, étant des produits relativement résistants à une dégradation microbienne, ne contribuent que très faiblement à la DBO. Les divers produits solubles obtenus lors de la décomposition de la cellulose et de l'hémicellulose pendant le procédé de mise en pâte, ensemble avec les sous-produits issus de la décomposition de la lignine, sont les principaux contributeurs à la DBO.

L'effet environnemental sur le milieu récepteur d'un effluent de forte DBO se traduit principalement en un épuisement de l'oxygène dissous. Ce manque d'oxygène affecte le milieu aquatique de façon importante (stress ou mort des poissons).

### Toxicité

La toxicité d'un effluent se mesure par son impact sur le fonctionnement normal d'un organisme aquatique et provoquée par des causes autres que le manque d'oxygène. La nouvelle législation canadienne fait intervenir des essais de toxicité aiguë pour la truite arc-en-ciel. L'essai consiste à obtenir la concentration médiane létale d'effluent, c'est-à-dire la concentration d'effluents pour laquelle 50 % des truites arc-en-ciel décèdent après une exposition de 96 heures.

Selon le procédé de fabrication de la pâte, le niveau de toxicité sera différent, celui provenant d'une usine PCIM, par exemple, étant le plus élevé.

Le tableau 2.2 [3] présente les niveaux de toxicité observés suivant le mode de fabrication de la pâte.

La plupart des composés toxiques que l'on retrouve dans un effluent de pâte Kraft sont des produits chimiques provenant du bois, de ses dérivés formés pendant le procédé de mise en pâte et du blanchiment de celle-ci. La toxicité est causée en grande partie par la présence des acides résiniques et des acides gras, substances présentes dans le bois lui-même, plus particulièrement dans la lignine et ses produits associés.

A la lumière des études réalisées par Leach et Thakore [4], trois acides résiniques ont été identifiés comme substances responsables de presque 70 % de la toxicité. Ce sont les acides abiétique, déhydroabiétique et pimérique. Les acides gras non saturés, quant à eux, contribuent apparemment pour environ 18 % à la toxicité générale des effluents traités, toujours selon les mêmes auteurs. En ce qui concerne la multitude d'autres produits présents dans ce type de rejet, leur contribution à la toxicité est négligeable.

TYPE DE FABRIQUE	PROCÉDÉ DE TRAITEMENT		TOXICITÉ AIGUE CL <sub>50</sub> - 96 h (% v)
	Aucun	Biologique	
1. Kraft non blanchie	X	X	7 - 80 > 100
2. Kraft blanchie	X	X	5 - 74 > 100
3. Sulfite non blanchie	X	X	8 - -
4. Sulfite blanchie	X	X	2 - 15 > 100
5. Pâte mécanique	X	X	3 - 12 > 100
6. PTM	X	X	0,6 - 35 > 100
7. PCTM	X	X	0,4 - 2 > 100

**TABLEAU 2.2**

**Toxicité totale alguë pour la truite arc-en-ciel des effluents de pâtes et papiers <sup>(3)</sup>**

Le tableau 2.3 présente les principaux constituants toxiques dans les effluents d'usines Kraft, tandis que le tableau 2.4 donne des niveaux de concentration des acides gras et acides résiniques avant et après un traitement biologique.

Leach et al. [5] ont examiné la biodégradabilité des substances toxiques majeures dans un effluent d'usine intégrée (avec production de pâte). Ils ont conclu qu'un système de traitement biologique bien opéré est en mesure d'éliminer les substances responsables de la toxicité. Il est considéré, en effet, que le traitement biologique demeure la meilleure technologie praticable (BAT)\* pour la détoxification des effluents du secteur des pâtes et papiers.

SOURCE D'EFFLUENT	SUBSTANCES TOXIQUES AUX POISSONS	
	Majeures	Secondaires
1. Écorçage*	Acides résiniques	Diterpène alcool
2. Pâte Kraft	Acides résiniques	Acides gras Diterpène alcool

\* Cascades (East Angus) n'a pas d'atelier d'écorçage

**TABLEAU 2.3** Principaux constituants toxiques dans les effluents d'usines Kraft <sup>(5)</sup>

---

\* BAT "Best Available Technology".

TYPE D'ACIDE	CL <sub>90</sub> - 96 h	PATE KRAFT NON-BLANCHIE		PATE KRAFT BLANCHIE	
		Non traité	Traitement biologique	Non traité	Traitement biologique
<b>1. ACIDES RÉSINIQUES</b>					
• Abiétique	700 - 1 500	300 - 9 970	< 20 - 3 630	< 20 - 4 800	< 10 - 1780
• Chloro-déhydroabiétique	600 - 900	-	-	< 10 - 750	< 1 - 260
• Déhydroabiétique	800 - 1 740	990 - 5 780	< 20 - 1 930	< 30 - 4 580	< 1 - 2 140
• Dichloro-déhydroabiétique	600 - 1 200	-	-	< 10 - 410	< 10 - 152
• Isopimarique	400 - 1 000	70 - 4 120	< 20 - 1 420	< 20 - 4 800	< 10 - 930
• Levopimarique	700 - 1 000	< 10 - 2 700	< 10 - 30	< 10 - 2 400	< 1 - 1 190
• Néoabiétique	610 - 730	< 50 - 1 200	-	< 10 - 1 000	< 1 - 150
• Palustrique	500 - 600	-	-	90 - 100	80
• Pimarique	700 - 1 200	100 - 1 830	< 20 - 890	< 20 - 1 010	14 - 540
<b>2. ACIDES GRAS</b>					
• Dichlorostéarique	2 500	-	-	< 40 - 552	< 40 - 268
• Epoxy - stéarique	1 500 - 3 400	-	-	40 - 1 540	< 40
• Linoléique	2 000 - 4 500	< 10 - 1 160	< 20 - 60	< 20 - 9 300	< 20 - 500
• Linolénique	2 000 - 6 000	< 20 - 110	< 20	< 20 - 260	10 - 30
• Oléique	3 500 - 8 200	40 - 2 490	< 20 - 120	30 - 7 750	< 20 - 2 340

**TABLEAU 2.4 Concentrations (µg/L) en toxicité des divers acides gras et acides résiniques dans les effluents Kraft<sup>(3)</sup>**

Les mêmes auteurs observent [5] que les perturbations internes du procédé de fabrication de pâtes et papiers se traduisent généralement par une détoxification sporadique et inconsistante, si le traitement biologique n'est pas protégé adéquatement par un bassin d'urgence. Un système de traitement biologique, fonctionnant en deçà des conditions optimales (pH, température, déficience en éléments nutritifs, surcharges fréquentes, etc.), ne sera pas en mesure de réduire la toxicité aux niveaux réglementaires.

### Couleur

L'effluent d'un moulin de pâtes et papiers est presque toujours d'une coloration différente de celle du milieu récepteur. La coloration d'un effluent Kraft est brunâtre, similaire à celle du café et fortement dépendante du pH [3].

Actuellement, aucune norme ne régit, ni au Québec ni au Canada, la couleur des effluents de pâtes et papiers. Les opinions sur l'impact de la couleur sur le milieu récepteur sont contradictoires et les préoccupations surtout d'ordre esthétique.

### Autres polluants

La question des substances organo-chlorées telles que mesurées par la méthode AOX ("Absorbable Organic Halogen")\* se pose seulement pour les usines pratiquant le blanchiment au chlore, ce qui n'est pas le cas de Cascades (East Angus), celle-ci ne procédant à aucun blanchiment de sa pâte. Néanmoins, il est à souligner que l'impact de ces produits sur le milieu récepteur est relativement peu connu à date et concerne surtout la toxicité (aiguë et chronique) pour les poissons. Les émissions moyennes en AOX sont:

---

\* AOX - Cette mesure (Test Standard DIN 39-409) permet une évaluation du contenu en TOCL (chlore total organique).

- . 6,5 kg/t de production (sans traitement secondaire);
- . 4,5 kg/t (délignification à l'oxygène sans traitement);
- . 3,5 kg/t (délignification avec traitement secondaire);
- . 2,6 kg/t (délignification à l'oxygène plus substitution du chlore en plus d'un traitement secondaire).

Les efforts de l'industrie papetière canadienne sont actuellement orientés vers des mesures de réduction de l'utilisation du chlore à l'interne, mesures qui doivent par contre être complétées par un traitement externe pour permettre le respect des normes les plus exigeantes (1,5 kg AOX par tonne sèche de production).

#### Rejets des usines de désencrage

La présence de pâte d'origine secondaire dans la fabrication, comme c'est le cas chez Cascades (East Angus), peut modifier quantitativement et qualitativement les polluants présents dans les rejets.

Habituellement les données sur la pollution, provenant des différents types de fabrique cités dans la littérature, sont exprimées en termes de quantités par tonne de production à l'usine, comme pour le tableau 2.5.

Par ailleurs, le tableau 2.6 illustre les caractéristiques des rejets de quelques usines québécoises où des cellules de désencrage sont en opération. Ce tableau présente des données fournies par le ministère de l'Environnement du Québec (Direction de l'assainissement industriel - Pâtes et papiers).

TYPE D'USINE	NOMBRE D'USINES	DÉBIT		DBO <sub>5</sub> (kg/t)	MES (kg/t)
		Total (m <sup>3</sup> /t)**	Désencrage (m <sup>3</sup> /t)		
1. Papier fin	10	62,4	37,5	-	-
	2	-	-	37 - 75	125 - 150
2. Papier mouchoir	14	63,2	33,2	-	-
	4	-	-	37 - 75	150 - 300
3. Papier journal	7	60,0	-	-	-

\*\* m<sup>3</sup>/t: m<sup>3</sup> par tonne sèche de production.

**TABLEAU 2.5 Charges polluantes - Usine de désencrage<sup>(38)</sup>**

Par ailleurs, le tableau 2.6 présente les rejets des usines québécoises qui sont dotées de cellules de désencrage. Ce tableau présente des données fournies par le ministère de l'Environnement du Québec (Direction de l'assainissement industriel - Pâtes et papiers).

NOM DE L'USINE	PARAMÈTRES DE POLLUTION		REMARQUES
	DBO <sub>5</sub>	MES	
1. Cascades, Breakeyville	6,5 kg/t	3,6 kg/t	100 % fibres recyclées Traitement secondaire
2. Kruger, Montréal	13,5 kg/t	21,0 kg/t	100 % fibres recyclées Unité de flottation
3. Papiers Perkins, Candiac	13,5 kg/t	5,0 kg/t	100 % fibres recyclées Décanteur primaire
4. Price Wilson, Lachute	11,5 kg/t	21,0 kg/t	100 % fibres recyclées Unité de flottation

**TABLEAU 2.6 Caractéristiques des rejets d'usines de désencrage au Québec (MENVIQ - Assainissement industriel)**



### 2.3 Etat de la législation canadienne et québécoise pour le secteur des pâtes et papiers

La législation environnementale pour l'industrie canadienne des pâtes et papiers fait actuellement l'objet de sa première révision majeure depuis 1970. Quelques provinces, notamment le Québec, adopteront également de nouvelles réglementations au cours de la prochaine année.

Plusieurs paramètres spécifiques incluant la DBO<sub>5</sub>, MES, toxicité aiguë pour les poissons, substances organo-chlorées mesurées comme AOX, dioxines et furanes seront limités dans le cadre de ces législations.

Le tableau 2.7 résume les nouvelles exigences fédérales ensemble avec celles du Québec. Pour être en mesure d'atteindre le niveau des paramètres présentés dans le tableau 2.7, il est probable que la majorité des usines canadiennes et québécoises doivent procéder à l'installation de système de traitement biologique de leurs effluents.

Quelles sont les technologies de traitement qui sont disponibles? Dans quelle mesure celles-ci sont-elles efficaces? Quelles sont les limitations de chacune? La section qui suit examine ces technologies et discute des questions soulevées.

PARAMÈTRES	RÈGLEMENTATION CANADIENNE	RÈGLEMENTATION QUÉBÉCOISE
DBO5	7,5 kg/t mensuel maximum 12,5 kg/t journalier maximum	5 à 9 kg/t (moyenne mensuelle) 2,5 kg/t (nouvelle usine)
MES	11,25 kg/t mensuel maximum 18,75 kg/t journalier maximum	8 kg/t (moyenne mensuelle) 3 kg/t (nouvelle usine)
Toxicité	100 % CL <sub>50</sub>	100 % CL <sub>50</sub>
Autres	Dioxines et furanes < 15 ppq	<ul style="list-style-type: none"> <li>• AOX &lt; 1,5 et 2,5 kg/ADT (Décembre 1993)</li> <li>• AOX &lt; 1,0 et 2,0 kg/ADT (Juin 1995)</li> <li>• AOX &lt; 0,8 kg/ADT (Décembre 2000)</li> <li>• Dioxines et furanes &lt; 15 ppq</li> </ul>
Date de conformité	31 décembre 1993	31 décembre 1995

**TABLEAU 2.7 Réglementation à l'étude pour le secteur des pâtes et papiers  
aux niveaux fédéral et provincial  
(Environnement Canada et MENVIQ (DAI-pâtes et papiers))**

## 2.4 Traitements biologiques secondaires

La majorité des effluents de l'industrie des pâtes et papiers peuvent être traités par voie biologique et une réduction importante de la charge organique ( $\text{DBO}_5$ ) en résulte [2]. En plus de cette réduction, d'autres avantages sont obtenus tels:

- . la destruction de la toxicité pour la vie aquatique;
- . la réduction de l'effet de moussage;
- . la réduction de la turbidité associée aux additifs utilisés dans les papeteries;
- . l'élimination des conditions favorables à la croissance bactérienne dans le milieu récepteur.

Le traitement biologique a, par contre, très peu d'effets sur l'enlèvement de la couleur, qui ne s'enlève que par des méthodes physico-chimiques.

Les systèmes de traitement biologique les plus utilisés pour le traitement des effluents de l'industrie des pâtes et papiers sont:

- . les étangs aérés ("Aerated Stabilization Basins, ASB");
- . les boues activées (plusieurs configurations et variantes);
- . les filtres biologiques aérés;
- . les procédés anaérobies.

Etant donné que le procédé de traitement retenu est celui des étangs aérés, les procédés compacts (boues activées, filtres biologiques, anaérobies) ne seront pas abordés ici.

### Principes fondamentaux

Tous les systèmes de traitement énumérés précédemment reposent sur le principe de dégradation de la charge organique ( $\text{DBO}_5$ ) par une

biomasse mixte d'organismes vivants. Les organismes impliqués dans le traitement biologique sont, entre autres, les bactéries, les fungi, les algues, les protozoaires, les rotifères, de même qu'une multitude d'autres micro-organismes.

Les organismes prédominants dans un système de traitement biologique sont les bactéries, consommateurs primaires de la pollution organique des effluents, tandis que les autres organismes, si présents dans le système, ne sont souvent qu'un indicatif du bon état de maturité du système et d'une population en santé [7]. Ils sont les consommateurs secondaires.

Les principes de base d'un traitement biologique peuvent être résumés par les trois points suivants:

- . transfert de la matière organique soluble (substrat) à l'intérieur de la membrane cellulaire bactérienne;
- . production de l'énergie par respiration cellulaire; l'oxydation de la matière organique résulte en formation de produits à haut niveau énergétique, qui servent alors comme source d'énergie pour la synthèse des composantes d'une nouvelle cellule;
- . la conversion d'une partie du substrat en protéines et d'autres matières cellulaires.

Les trois processus sont accomplis via une multitude de réactions biochimiques et pour qu'ils soient complétés, il est nécessaire de prévoir certaines conditions environnementales favorables aux organismes [1, 2]. Parmi les conditions d'importance affectant la croissance bactérienne, citons:

- . les éléments nutritifs (azote et phosphore);
- . la température;

- . le pH;
- . l'absence d'éléments toxiques.

Une fois que les organismes ont transformé la matière organique soluble en d'autres organismes, il est nécessaire de prévoir, dans le système de traitement, une étape de séparation de l'eau épurée des solides produits. Ces solides, appelés "boues biologiques", une fois extraits du système, doivent subir un traitement subséquent, visant à réduire le contenu en liquide avant de procéder à leur disposition, soit en agriculture ou sylviculture, soit en les brûlant, soit en les enfouissant.

#### Étangs aérés ("Aerated Stabilization Basins: ASB")

Les systèmes de traitement de type étangs aérés font appel aux principes d'épuration des milieux naturels, sauf que pour augmenter le taux d'activité biologique, on ajoute de l'aération mécanique et des éléments nutritifs. Lorsque le temps de rétention dans le système de traitement est suffisamment long, les besoins en azote et phosphore sont moindres. L'expérience avec les systèmes en opération, ainsi qu'avec les résultats des nombreux essais pilotes et études, démontrent qu'en raison de la nature du rejet, un temps relativement faible est requis pour la dégradation de la matière organique. Des temps de rétention de cinq à dix jours sont habituels. Avec certaines installations, on peut prévoir jusqu'à quinze jours ou plus, surtout en fonction du degré de traitement requis et des conditions climatiques.

L'influence de la température sur l'efficacité du traitement biologique des étangs est très importante à cause du climat canadien et des pertes thermiques provoquées principalement par les systèmes d'aération de surface. La perte d'efficacité peut atteindre 50 % pour un effluent brut de 18 °C [2, 8]. Cette sensibilité aux conditions de température est un des principaux désavantages des

systèmes de traitement par étangs aérés.

Pour compenser la baisse de température, une augmentation du temps de rétention est souvent requise. Celle-ci peut être aussi importante que 35 % pour chaque 10 °C de refroidissement [2]. Il y a, par contre, une limite à l'augmentation du volume, car on risque aussi d'obtenir l'effet contraire et d'augmenter le refroidissement. Un autre moyen de palier à la baisse de la température est de construire en série et/ou des étangs très profonds.

Parmi les avantages du système de traitement par étangs, il faut noter le degré de digestion avancé des boues accumulées au fond. Ce phénomène permet une réduction substantielle des quantités à disposer lors de la vidange. Ces quantités vont dépendre de quelques facteurs, entre autres:

- . respect des charges de conception; s'il y a augmentation de la production, il y aura lieu d'ajouter de l'aération et des cellules additionnelles;
- . une protection adéquate du système contre les déversements de fibres;
- . une conception assurant le maintien de conditions facultatives au fond favorisant la digestion des boues biologiques.

Une étude d'Environnement Canada, effectuée en 1985 [9], révèle que quelque 24 étangs étaient en opération dans le secteur des pâtes chimiques ou thermomécaniques au Canada. Dans le secteur des pâtes Kraft, le traitement par étangs aérés a fait ses preuves, surtout pour des rejets ayant une concentration en  $\text{DBO}_5$  comprise entre 200 et 400 mg/L. On compte aujourd'hui quelque 140 installations en Amérique du Nord utilisant le procédé.

Des évaluations sur l'efficacité pour l'enlèvement de la toxicité létale aiguë ( $\text{CL}_{50}$  de 96 h plus grande ou égale à 100 % pour la

truite arc-en-ciel) indiquent que cet objectif n'était rencontré qu'environ 50 % du temps [9]. Cette constatation est similaire aux conclusions de Leach, J.M. et al. [5] qui parlent d'une détoxification inconsistante des effluents Kraft. Les deux auteurs proposent en revanche des explications valables telles que:

- . surcharges toxiques provoquées par des déversements de la liqueur noire;
- . contrôle inadéquat du pH et des ajouts d'éléments nutritifs;
- . conception déficiente ou augmentation de la production et par conséquent de la charge de conception.

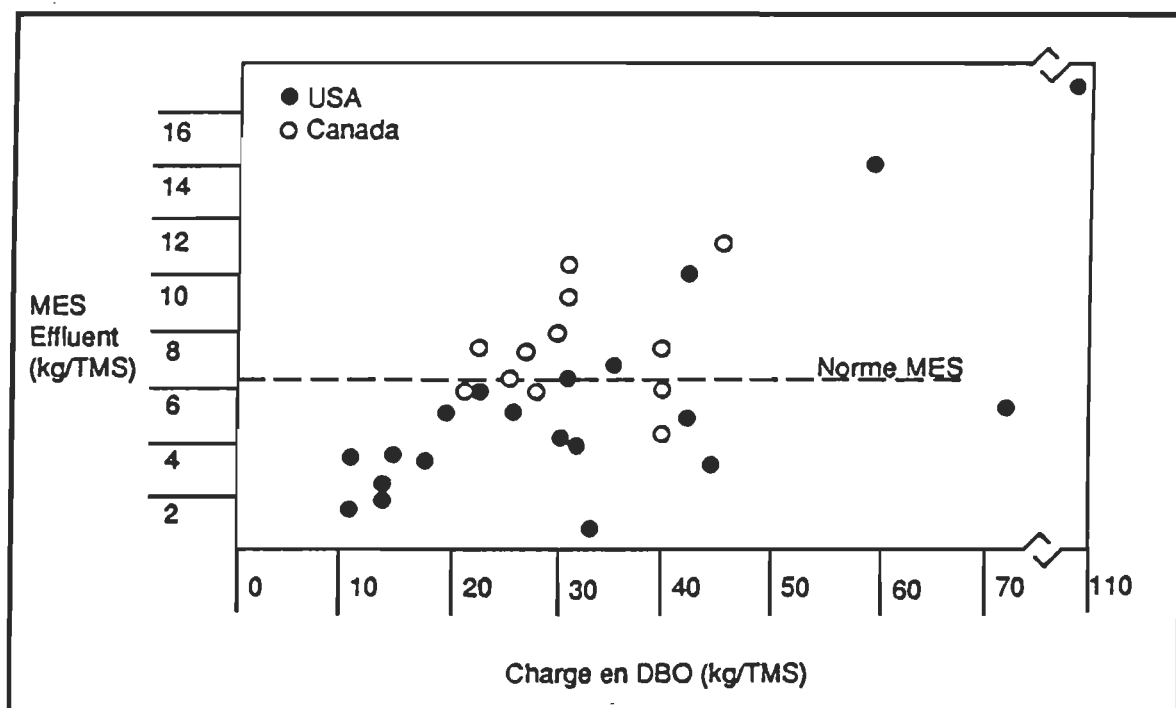
L'efficacité pour la détoxification est étroitement liée à une bonne conception du traitement, à un respect des débits et charges de conception, à une exploitation adéquate et à la présence d'un programme de contrôle des rejets accidentels [6, 10].

Le tableau 2.8 présente un parallèle entre les performances de traitement d'un système compact (boues activées) et d'un système de traitement par étangs.

Paramètres	Boues activées	Étangs aérés
Enlèvement DBO (%)	95	88
Fourchette d'enlèvement DBO (%)	94 - 95	79 - 91
Enlèvement MES (%)	74	84
Fourchette d'enlèvement MES (%)	64 - 85	27 - 93
Nombre de sites	2	5

**TABLEAU 2.8** Performances des systèmes de traitement biologique pour les rejets de pâtes et papiers <sup>(10)</sup>

La figure 2.4 [9] présente la capacité d'un système d'étangs de type "ASB" (Aerated Stabilization Basins) au point de vue respect des normes pour les solides en suspension (MES). Des installations américaines et canadiennes ont fait l'objet de cette compilation.



**FIGURE 2.4** Performance des étangs aérés pour le critère "Matières en suspension" (MES)<sup>(9)</sup>

L'examen de la figure 2.4 indique également que les nouvelles exigences fédérales et provinciales ne pourront pas être rencontrées avec un traitement par lagunage, si l'usine rejette plus de 40 kg DBO par tonne métrique de production. Dans un tel cas, un procédé compact de traitement biologique tel que les boues activées serait vraisemblablement plus approprié.



Ces performances sont supérieures aux résultats des systèmes en opération en Finlande et présentées dans le tableau suivant.

Emplacement de l'usine	Production	Caractéristiques des eaux		Temps*** de rétention	Réduction de la charge en DBO <sub>5</sub>	
		Débit*	DBO <sub>5</sub> **		Été/hiver	Min./Max. (Moy.)
Enso-Gutzeit Oy, Varkaus	SA,PA,BO	50 400	36,8	6,0	80 / 55	-/- (65)
A. Ahiström Oy, Pihlava	FB	3 000	10,0	12,0	50	7/38 (29)
Oy Kaukas Ab, Lappeenranta	SA,PA	204 000	33,0	1,5	65 / 49	29/63 (45)
Oy Metsä-Botnia Ab, Kaskinen	SA	49 000	22,8	14,0	70 / 50	36/61 (46)
Oy Tampella Ab, Anjala	PA	10 000	7,2	3,5	58 / 50	12/53 (31)
Veitsiluoto Oy, Kemijärvi	SA	81 000	17,0	26,0	75 / 40	25/81 (58)

SA = Kraft  
PA = Papier

BO = Carton  
FB = Carton fibre

\* m<sup>3</sup>/d  
\*\* t/d

\*\*\* jours

**TABLEAU 2.9** Traitement par étangs aérés en Finlande<sup>(10)</sup>

Incidentement, la plus importante installation de traitement par étangs traitant les effluents de pâtes et papiers couvre 244 acres, épure 295 000 m<sup>3</sup> d'eau par jour, 46 500 kg DBO<sub>5</sub> par jour, est aéré par 43 aérateurs de 56 kW et procure un rendement de 86 % [2].

Plusieurs améliorations ou modifications ont été apportées au procédé de traitement par lagunage visant soit à augmenter le degré de rendement du système, soit à réduire la taille des installations et, par conséquent, l'espace requis.

Une des modifications, déjà implantée avec succès dans le type de rejet en question, est le système de lagunage à double niveau d'aération.

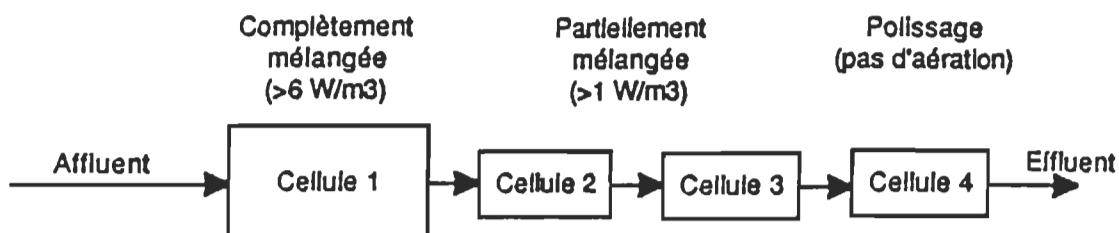
#### Lagunage à double niveau d'aération ("Dual Power Level System")

Le lagunage à double niveau d'aération a fait son apparition il y a une dizaine d'années comme un moyen efficace d'augmenter la capacité des systèmes d'étangs facultatifs traditionnels [11]. De plus en plus, cette méthode de traitement est préconisée pour les débits à traiter plus grands que 1 MGD [12]. Cette méthode de traitement biologique présente un bon potentiel pour le traitement d'effluents industriels et plus particulièrement pour les eaux d'usines de pâtes et papiers [11, 12, 13].

De tels systèmes consistent essentiellement en une première cellule dans laquelle le niveau d'aération est suffisante pour non seulement maintenir une quantité d'oxygène suffisante en solution, mais en plus pour maintenir la liqueur mixte en suspension.

Par la suite, le système peut comporter plusieurs autres cellules dans lesquelles le niveau d'aération décroît de façon à permettre la décantation. C'est ainsi que la fraction décantable des matières en suspension présente dans les effluents et provenant de la cellule initiale, peut décanter.

Ces matières forment un dépôt de boues au fond de ce second réacteur. La partie biodégradable de ces boues se décompose alors par une digestion anaérobie [11, 12].



**FIGURE 2.5:** Schéma d'un système de lagunage à double niveau

L'approche, préconisée par la technique du lagunage à double niveau d'aération ("Dual Power Level System"), consiste à associer au sein d'une même chaîne de traitement les techniques des lagunages aérobies et facultatif. Règle générale, on peut parler d'un étang de type bien mélangé lorsque l'agitation permet un mélange homogène et que les besoins aérobies sont comblés pour tout l'étang. Par contre, lorsque l'aération n'est pas suffisante pour maintenir les solides en suspension, mais que les besoins aérobies sont comblés, alors on parle d'étangs partiellement mélangés [14].

Linvil Rich a pu démontrer, au cours de ses recherches sur les systèmes à double niveau d'aération, qu'il est possible de réduire la DBO finale à l'effluent de même que le temps de rétention total de la chaîne de traitement en augmentant simplement le nombre de réacteurs partiellement mélangés après le réacteur complètement mélangé [13].

Donnant suite aux travaux de Rich, Alexandra Kouzell-Katsiri [14] a pu démontrer par des essais en laboratoire que l'efficacité de ce type de système dépendait principalement de trois paramètres: la charge organique, le temps de rétention ainsi que la température.

De plus, Rich [11] considère que ce mode de traitement des effluents est bien adapté à des concentrations à l'entrée de l'ordre de 300 mg/L de DBO et moins. Il signale, qu'à des concentrations supérieures, une production de boues importante doit être envisagée, nécessitant une chaîne complète de traitement.

Lors de la conception de ce type de système, il faut porter une attention spéciale au temps de résidence hydraulique de la cellule complètement mélangée. De longs temps de rétention se traduisent par des coûts d'aération élevés. Par contre, des temps de rétention trop courts peuvent provoquer un lessivage ("wash-out") de la biomasse. Par ailleurs, de longs temps de rétention amènent également une croissance anormale d'algues, lesquelles empêchent la bonne décantation des solides. En substance, la conception de lagunes à double niveau d'aération consiste à établir un compromis acceptable entre maximiser le temps de rétention afin d'obtenir un bon enlèvement de la DBO et minimiser le temps de rétention afin de réduire les frais associés à l'aération prolongée.

Voici quelques caractéristiques relatives à ce type de traitement.

- . Le taux d'enlèvement de la DBO dans la première cellule complètement mélangée peut être approximé à une cinétique du premier ordre, si l'on tient compte de la température et de la DBO de l'affluent [14].
- . Les systèmes à double niveau d'aération sont plus économiques que les systèmes à simple niveau d'aération. Cette considération est vérifiée tant du point de vue des coûts associés aux immobilisations initiales qu'au point de vue des coûts d'opération et d'entretien [12, 14].
- . La capacité minimale à considérer pour l'aération d'un système à double niveau d'aération est de l'ordre de 6 watts/m<sup>3</sup> pour le

réacteur bien mélangé, et de  $1 \text{ watt/m}^3$  pour le réacteur partiellement mélangé [12, 14].

- . Si le contrôle des matières en suspension s'avère difficile à réaliser, la présence d'un étang de polissage de court temps de rétention (un à deux jours) à la fin du traitement, peut permettre de remédier à la situation.

Deux facteurs peuvent limiter l'utilisation de ce traitement: la forte concentration de matières inertes dans l'affluent, de même que la température des bassins durant la saison estivale [14].

En définitive, la plupart des auteurs, ayant étudié l'approche de traitement des eaux usées par le lagunage à double niveau d'aération, s'entendent pour dire que cette approche présente de très nombreux avantages. Par conséquent, elle mérite d'être considérée comme une alternative efficace de traitement des effluents industriels et plus particulièrement d'effluents de pâtes et papiers.

Cependant, si ce type de système s'avère simple dans son fonctionnement, la littérature démontre que pour chaque type d'effluent il existe des conditions spécifiques qui ne peuvent être optimisées que par vérification sur lesdits effluents. Les essais pilotes constituent donc l'approche la plus valable afin d'établir une bonne connaissance des caractéristiques du système à concevoir [13].

## 2.5 Cinétiques

Lors de la conception d'un procédé de traitement biologique d'un effluent industriel ou urbain, les aspects touchant le taux d'enlèvement des polluants sont d'importance capitale [15]. Ce taux de dégradation, appelé souvent "cinétique de traitement", influence directement la taille des installations requises pour obtenir le

degré de traitement escompté.

La plupart des formulations utilisées pour la conception des procédés de traitement biologiques reposent sur des modèles cinétiques développés à l'origine pour des réactions enzymatiques. Ces modèles doivent être adaptés aux procédés individuels de même qu'aux rejets spécifiques, car les coefficients cinétiques changent suivant la nature des polluants, le milieu de traitement, les conditions environnementales, etc.

Généralement, l'enlèvement de la matière organique biodégradable dans les eaux usées par un système biologique peut être représenté par une expression mathématique, c'est-à-dire un modèle cinétique. L'expression générale de la réaction la plus utilisée est la relation de Monod ou Michaelis-Menten, une formulation à partir d'études sur la dégradation de substrats purs par des populations mixtes de micro-organismes, comme c'est le cas pour les systèmes biologiques traitant des eaux usées [15,16, 17].

L'expression de Monod/Michaelis-Menten définissant le taux spécifique ( $q$ ) de disparition d'un substrat est la suivante:

$$q = k [S]/(K_s + [S]) \quad (2.1)$$

- où
- $q$  : taux spécifique de disparition [mg substrat/L·d]
  - $k$  : constante du taux spécifique de disparition du substrat [mg substrat/L·d]
  - $[S]$  : concentration du substrat dans le réacteur [mg/L]
  - $K_s$  : constante de Monod/Michaelis-Menten [mg substrat/L]

Dans le traitement des eaux usées, la concentration de substrat est généralement exprimée en termes de demande biochimique d'oxygène (DBO<sub>5</sub>). Dans l'expression (2.1), le taux spécifique de disparition du substrat est la quantité de substrat utilisée par unité de temps

et par unité de biomasse:

$$q = (S_0 - S_e) / X_a \cdot t \quad (2.2)$$

où  $S_0, S_e$  sont respectivement la DBO<sub>5</sub> à l'affluent et à l'effluent du réacteur [mg/L]

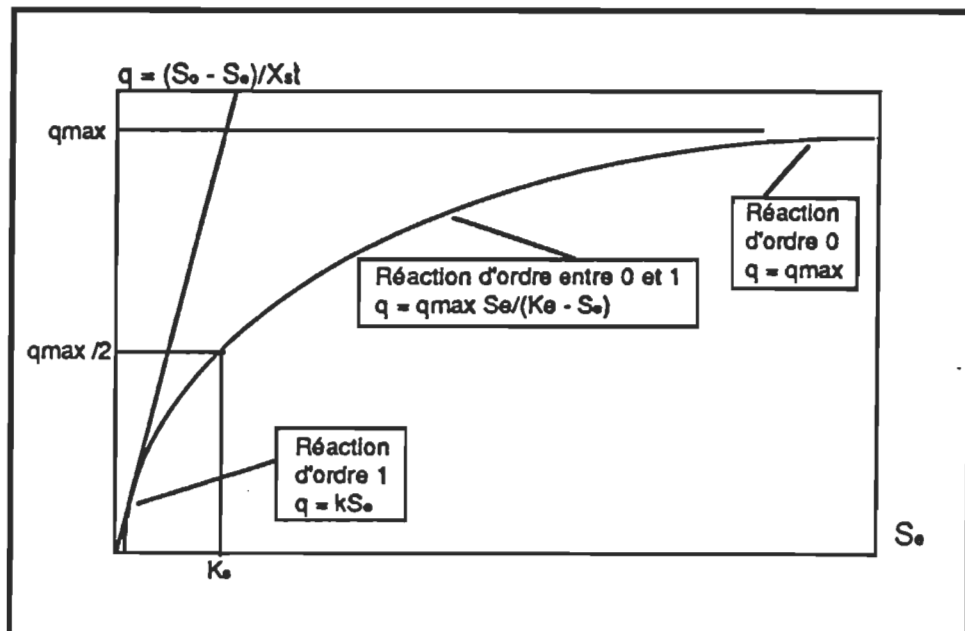
$X_a$  est la biomasse dans le réacteur exprimée en termes de matières volatiles en suspension [mg/L]

$t$  est le temps de rétention dans le réacteur [d]

Pour un réacteur en continu à l'équilibre, la concentration de substrat dans le réacteur est la même que celle de l'effluent et  $[S] = S_e$ . Dans ces conditions, l'expression (2.1) devient donc:

$$q = k S_e / (K_s + S_e) \quad (2.3)$$

L'expression (2.3) est illustrée graphiquement à la figure 2.7 où la courbe de  $q$  vs  $S_e$  a été tracée.



**FIGURE 2.7** Taux spécifique en fonction de la concentration de substrat à l'effluent <sup>(15)</sup>



L'examen de ce graphique montre qu'à de fortes concentrations de  $S_e$ , la valeur du taux spécifique  $q$  tend vers une valeur maximale qu'on peut définir par  $q_{\max}$ . A ces hautes concentrations de substrat, la valeur de  $K_s$  devient faible devant  $S_e$ , et on peut la négliger au dénominateur de l'expression (2.3). Cette expression devient donc:

$$q = k = q_{\max} \quad (2.4)$$

et montre qu'à forte concentration de substrat, le taux spécifique de disparition du substrat atteint une valeur maximale, indépendante de la concentration du substrat; on a donc une réaction d'ordre zéro. L'expression (2.3) peut donc se reformuler de la façon suivante :

$$q = q_{\max} S_e / (K_s + S_e) \quad (2.5)$$

Aux faibles concentrations de substrat,  $S_e$  devient négligeable devant  $K_s$  au dénominateur, et l'expression (2.5) devient:

$$q = q_{\max} S_e / K_s \quad (2.6)$$

Cette relation montre qu'aux faibles concentrations de substrat, le taux spécifique de disparition du substrat est fonction de sa concentration; on a donc une réaction d'ordre 1. Comme  $q_{\max}$  et  $K_s$  sont des valeurs constantes caractéristiques pour chaque type d'eaux usées, l'expression (2.6) peut se réécrire :

$$q = k S_e \quad (2.7)$$

où  $k = q_{\max} / K_s$ .

Pour les concentrations de substrat situées entre fortes et faibles, l'ordre de la réaction se situe entre 0 et 1. La valeur



de  $K_s$  est dérivée en utilisant l'expression (2.5) pour  $q = q_{\max}/2$ . On trouve alors que la valeur de  $K_s$  est la concentration du substrat  $S_e$ , à laquelle le taux spécifique de disparition du substrat est égal à la moitié du taux spécifique maximal.

Les études sur la cinétique de disparition de substrat situent généralement à 500 mg/L la concentration sous laquelle le taux spécifique de disparition du substrat est une réaction d'ordre 1, ce qui est le cas de Cascades à East Angus.

En combinant les expressions (2.2) et (2.7), la relation décrivant la disparition de  $DBO_5$  peut être reformulée ainsi :

$$(S_0 - S_e)/X_a \cdot t = k S_e \quad (2.8)$$

#### Coefficients de température (Thêta)

Les performances d'un système biologique sont affectées par la température. L'utilisation d'un coefficient de correction pour la température est donc important afin de prévoir les performances du système selon la gamme de températures anticipées. Les étangs sont généralement très affectés par les changements de température à cause des faibles concentrations de biomasse. On peut trouver plusieurs valeurs de coefficient de température rapportées par divers auteurs dans la littérature. Toutes ces valeurs proviennent d'une équation dérivée de la relation entre la température et la constante de taux d'une réaction, tel que montré à l'équation (2.11) et originalement proposée par Arrhénius [16].

Une grande variation dans les valeurs numériques proposées peut s'expliquer par le fait que l'effet de la température peut être différent d'une espèce bactérienne à l'autre et que la diffusion de divers substrats peut être affectée différemment par la température. Grady et Lim [17] recommandent, qu'en l'absence de données,

la valeur de  $\theta$  de 1,04 soit utilisée. Ils ajoutent cependant que cette recommandation n'est que tentative, et qu'il est préférable d'évaluer les effets de la température par une étude de traitabilité, si possible.

Des valeurs typiques de  $\theta$  sont rapportées ci-après [19].

AUTEURS	THETA ( $\theta$ )
ECKENFELDER	1,07 - 1,09
FLECKSEDER & MALINA	1,032
GAUDY & GAUDY	1,072 - 1,116
NOVAK	1,00 - 1,18
MCKEOWN	0,96 - 1,12
BARTON	1,035
CARPENTER & AL	1,022 - 1,042

**TABLEAU 2.10** Valeurs typiques de la constante cinétique  $\theta$  trouvées dans la littérature <sup>(19)</sup>

Certains auteurs ont trouvé que le coefficient de température tend à augmenter lorsque le temps de rétention diminue. Ainsi, à mesure que le temps de rétention du système devient de plus en plus court, l'impact de la température devient un paramètre important car l'effet de  $\theta$  se fait sentir de façon prépondérante sur les cinétiques. Ils expliquent ce phénomène par le fait que le coefficient de température est évalué à partir des constantes de réaction.

Comme mentionné précédemment, les constantes de réaction démontrent elles-mêmes un accroissement apparent avec la réduction du temps de rétention, car les composantes plus biodégradables des eaux usées sont enlevées dans les premiers jours de rétention, tandis que les fractions plus résistantes à la biodégradation se retrouvent en prépondérance dans les jours subséquents, affectant ainsi à la baisse le taux de la réaction.

Avec un taux de réaction plus faible, les systèmes ayant un temps de rétention plus élevé sont moins affectés par les variations de température, d'où un coefficient plus faible [19].

## 2.6 Boues du traitement par lagunage

Un des éléments d'importance lors de la conception d'un système de traitement par lagunage à double niveau d'aération est l'accumulation des boues dans la cellule partiellement mélangée. La taille de cette cellule permet en général d'obtenir des charges hydrauliques, telles que la majorité des solides décantables qui l'atteignent se déposeront au fond, en autant que le degré de turbulence le permet [12].

Lors de l'évaluation de l'accumulation des boues, il y a lieu de connaître quelques paramètres-clés, notamment:

- . le coefficient de synthèse  $Y$  (coefficient de biomasse, taux de production de boues); ce coefficient est le rapport de la biomasse synthétisée par unité de substrat consommé;
- . le taux de décomposition de solides accumulés au fond de la lagune facultative (cellule partiellement mélangée);
- . le coefficient de respiration endogène qui affectera la production de solides (volatils) dans le système complètement mélangé;
- . le pourcentage de matières volatiles (à l'affluent) biodégra-

dables et non biodégradables.

Cette dernière notion est très importante pour effectuer le calcul du bilan de masse, car:

- . la portion non biodégradable contribuera au taux d'accumulation de façon substantielle;
- . la portion biodégradable sera affectée par le taux de décomposition;
- . la détermination du coefficient de synthèse (dans notre cas englobant les deux composantes de MVES) doit tenir compte de ces deux composantes.

La fraction des MVES non biodégradables peut être évaluée suivant la méthode McKinney [15] qui présente une relation entre DCO, DBO et MVES. Cette relation est la suivante:

$$\frac{MVES_{NB}}{MVES} = \frac{(DCO_t - DCO_s) - (DBO_{ut} - DBO_{us})}{(DCO_t - DCO_s)} \quad (2.9)$$

où:  $MVES$  = matières volatiles en suspension totales  
 $MVES_{NB}$  = matières volatiles en suspension non biodégradables  
 $DCO_t$  = demande chimique en oxygène (totale)  
 $DCO_s$  = demande chimique en oxygène (soluble)  
 $DBO_{ut}$  = demande biologique totale ultime en oxygène  
 $DBO_{us}$  = demande biologique soluble et ultime en oxygène

Un ratio élevé suggérera la nécessité de retenir la plupart des solides en suspension en amont du traitement biologique pour réduire ainsi le taux d'accumulation de matières difficilement biodégradables dans le système.

Pour faire le bilan de masse d'un système de traitement par lagunage à double niveau d'aération, il faut connaître également le coefficient de synthèse. Comme mentionné dans la littérature [12, 15, 20], ce coefficient dépend de la nature du substrat, de l'âge des boues dans le système et du type de traitement. Sa valeur peut être exprimée en fonction de  $\text{DBO}_5$ ,  $\text{DBO}_u$ ,  $\text{DCO}$ ,  $\text{DCO}_u$ , etc. et se situe généralement entre 0,4 à 0,8 mg de boues par kg/ $\text{DBO}$  enlevée pour ce type de système de traitement [13].

Quant au coefficient de respiration endogène qui affectera la production des solides volatils dans le système complètement mélangé, plusieurs auteurs [8, 15, 17] mentionnent des valeurs de l'ordre de 0,05.

Avec les coefficients décrits précédemment, on peut effectuer un bilan de masse en utilisant la formulation suivante [21]:

$$\Delta \text{MVES} = (f \times F_{\text{MVESo}}) + (Y \times S_r) - (B_t \times X_d \times \text{MVES}) \quad (2.10)$$

- où:  $\Delta \text{MVES}$  = production (quotidienne ou autre) de matières volatiles [kg MVES/d]
- $f$  = fraction non biodégradable des MVES à l'affluent du système
- $F_{\text{MVES}}$  = charge de MVES à l'affluent du système [kg MVES]
- $Y$  = coefficient de biomasse [kg MVES/mg  $\text{DBO}_5$  enlevée]
- $S_r$  = charge de substrat enlevé [kg  $\text{DBO}_5$ ]
- $B_t$  = taux de diminution spécifique de la biomasse [ $\text{d}^{-1}$ ]
- $X_d$  = fraction biodégradable des MVES dans le système
- $\text{MVES}$  = masse des matières volatiles dans le système [kg]

Linvil Rich [12] mentionne que les matières en suspension quittant la cellule complètement mélangée seront composées de:

- . matières inertes (organiques et inorganiques);
- . biomasse générée dans la cellule complètement mélangée.

La présence des matières inertes rend la liqueur mixte facilement décantable et un dépôt dans la cellule facultative s'ensuit.

Le dépôt accumulé au fond sera graduellement réduit au fil des années et contiendra éventuellement le résidu inorganique seulement; le contenu volatil subissant une décomposition presque complète.

Plusieurs auteurs abordent la question des taux de décomposition des matières organiques accumulées au fond d'un étang [12, 13, 22], et abondent en ce sens.

Le taux de décomposition des matières organiques accumulées au fond de la cellule partiellement mélangée suit une cinétique du premier ordre [22].

La formule empirique suivante est proposée pour évaluer l'accumulation:

$$M_t = \frac{M_0}{D_k} (1 - e^{-D_k}) \sum_{N=1}^N (e^{-D_k})^{N-1} \quad (2.11)$$

où:

- $M_0$  = masse de matières organiques (MVES) entrant chaque année, [kg]
- $M_t$  = masse de matières organiques (MVES) déposée à la fin de l'année  $N$ , [kg]
- $N$  = période de déposition, [an]
- $D_k$  = constante du taux de décomposition, [ $\text{an}^{-1}$ ]

Tandis que la dégradation exponentielle suit la formule empirique

suivante:

$$\frac{M_t}{M_0} = e^{-D_k t}$$

et

$$D_k = \frac{\ln (M_t/M_0)}{t}$$

L'accumulation de boues dans les cellules facultatives nécessite des vidanges périodiques pouvant aller jusqu'à une fois par année.

On retrouve dans la littérature la description de plusieurs méthodes de détection du niveau des boues qui documentent l'expérience touchant la vidange et la disposition des solides accumulés.

Dans le cas de la compagnie WeyerHaeuser à Springfield [23], le problème de vidange fréquente (à tous les 3 à 5 ans) a été solutionné par quelques améliorations, notamment:

- . ajout d'éléments nutritifs entraînant une meilleure performance du traitement sur la charge organique et par voie de conséquence, une moindre accumulation de boues au fond des étangs;
- . installation de chicanes; cette mesure réduisant le court-circuitage a permis une stabilisation et une uniformisation du lit de boues.

La vidange et la disposition des boues de la compagnie Manville Forest Products Corporation's à West Monroe, Louisiane [24] (système de lagunage avec aération par tubes KENICS) ont nécessité une période de cinq mois. Quelque 10 000 tonnes de solides ont été évacués vers une lagune de boues existante. L'accumulation de boue s'est faite sur une période de huit ans et aurait pu être évitée éventuellement, si les charges de traitement n'avaient pas augmentées.



La compagnie Georgia Pacific et son usine de Monticello (Mississippi) a expérimenté différentes méthodes de vidange et d'assèchement des boues accumulées dans une lagune en opération depuis 19 ans [25]. L'accumulation de boues était de l'ordre de 15 % du volume des étangs et le volume de boues évacuées s'élevait à quelque 670 000 verges cubes. L'usine a examiné l'option offerte par l'épandage des boues en forêt sur un site localisé à 20 km de l'usine.

La vidange a été faite en drainant la lagune, et par la suite, on y a réalisé un dragage et une évacuation par camion. La durée de l'opération a été de 98 jours (douze heures par jour) pendant la saison hivernale (état de Mississippi), et le terrain utilisé pour l'épandage était de 74 acres.

Des solutions innovatrices peuvent être envisagées. Ainsi la compagnie MEAD à Chillicothe (Ohio) a procédé à l'utilisation des boues accumulées dans le système de traitement (lagunage) pour effectuer la revégétation des haldes minières [26].

Pendant une période de sept ans, cette compagnie a effectué des essais "in situ" sur la valorisation des boues de sa station d'épuration. La méthode a été déclarée un succès total par le milieu scientifique et les agences du gouvernement américain (EPA).

Les essais d'épandage ont démontré que ces boues contiennent plusieurs éléments nécessaires à la revégétation d'un terrain abandonné tels fibres de cellulose (qui retardent l'érosion), chaux (neutralisant naturel des sols acides), azote, phosphore et oligo-éléments (relargage graduel aux plantes). Le taux optimal d'application, sur la base des essais, était de 225 tonnes sèches par hectare.

Les essais ont été tellement concluants, au point de vue revégéta-



tion des haldes minières, que les boues et le procédé d'application ont pu être brevetés sous l'appellation "BY PRO". Cependant, au moment de l'implantation des installations grandeur nature (1986), l'agence américaine EPA a découvert environ 10 ppt de dioxines (l'usine fait du blanchiment au chlore) et la valorisation des boues a été interdite.

L'utilisation agricole des boues constitue également un moyen intéressant de valorisation des boues. Trois usines du Wisconsin [27] de même que Southeast Paper (Georgie) font appel à ce mode de gestion.

L'expérience de l'usine E.B. Eddy à Espanola (Ontario) présente beaucoup d'intérêt dans la gestion des boues primaires.

L'usine en question, comme plusieurs usines Kraft, possède deux cellules de décantation en tête de son traitement biologique. Ces bassins en terre servent à l'enlèvement des solides en suspension décantables de l'effluent, diminuant ainsi l'accumulation dans les cellules des étangs aérés.

L'exploitation d'un tel bassin requiert une vidange annuelle par dragage, puis un séchage à l'air des solides enlevés suivi d'une disposition des résidus sur un site d'enfouissement sanitaire. Ce processus est habituellement très long et relativement coûteux. Un essai "in situ" a été effectué sur les bassins primaires de l'usine E. B. Eddy à Espanola. Ces bassins, au nombre de deux ( $45\ 000 \times 10^4 \text{ m}^3$  de volume), ont accumulé des boues de cellulose sur une période d'environ deux ans d'opération. La digestion anaérobie a permis de réduire le volume de ces boues de presque 50 %. Cette digestion anaérobie s'est révélée une méthode plus économique et simple pour le traitement des boues que les méthodes conventionnelles de dragage.

Le personnel exploitant les ouvrages de traitement à l'usine d'Espanola (installations visitées par le consultant) est très satisfait du principe de rétention des solides décantables en tête du traitement biologique. L'enlèvement des solides en question évite une accumulation indue dans les étangs aérés, assurant ainsi un meilleur rendement du traitement biologique.

La lagune principale (divisée en trois cellules de niveaux d'aération différents) n'a pas été vidangée depuis sa mise en service, en 1981. L'accumulation strictement de boues biologiques dans les étangs permet une meilleure digestion (température des rejets très favorable) et par conséquent, une accumulation moindre au fil des années.

En 1985, NCASI (National Council of the Paper Industry for Air and Stream Improvement) a effectué une étude sur le taux d'accumulation des boues dans certains systèmes de traitement par lagunage aéré [28]. Malgré l'accumulation importante dans quelques systèmes, aucune perturbation sur la qualité de l'effluent n'a été observée. La consistance des boues au fond de ces étangs atteignait 6 % et les boues étaient très bien digérées. Parmi les observations notées dans cette étude, les auteurs mentionnent qu'"un traitement inadéquat des eaux brutes au point de vue réduction des solides en suspension décantables, peut augmenter le taux de déposition des solides de quelques pouces à quelques pieds par année."

## 2.7 Taux de transfert d'oxygène

Dans le cas d'un traitement par lagunage à double niveau d'aération, plus de la moitié des frais d'exploitation de ces installations sont associés au système d'aération [12].

Par ailleurs, le bon fonctionnement du procédé dépend, de façon importante, du choix adéquat de ces équipements d'aération.

Afin d'être en mesure de convertir le taux de transfert cité par les fournisseurs d'équipements, il y a lieu de connaître le facteur ALPHA ( $\alpha$ ), de même que l'impact des effluents spécifiques reflété dans le coefficient BETA ( $\beta$ ). L'équation 2.12 est utilisée pour obtenir les besoins en oxygène d'un effluent [29] à partir des performances standards (eau claire):

$$OTR_t = \alpha SOTR \frac{\beta \Omega C_{s,20}^* - C}{C_{s,20}^*} \theta^{T-20} \quad (2.12)$$

où:

OTR<sub>t</sub> = taux de transfert d'oxygène, conditions de terrain  
 SOTR = taux de transfert d'oxygène aux conditions standards  
 (eau claire, niveau de la mer, T° = 20 °C)

C<sub>s,20</sub><sup>\*</sup> = concentration de saturation en oxygène à l'équilibre  
 (atteinte à temps infini, pour un diffuseur donné à  
 20 °C et une pression atmosphérique de 1 atm)

C = concentration moyenne désirée en oxygène, conditions de  
 terrain, pour le volume total du bassin d'aération

$\alpha$  = facteur de correction pour tenir compte des effets des  
 caractéristique de l'eau brute sur le coefficient de  
 transfert (eau claire)

$\beta$  = facteur de correction pour tenir compte des effets des  
 caractéristiques de l'eau brute sur la concentration de  
 saturation en oxygène (C<sub>s</sub><sup>\*</sup>)

$\theta$  = facteur de correction de la température

$r$  = facteur de correction pour les effets de la température sur  
 la concentration de saturation en O<sub>2</sub> (C<sub>s</sub><sup>\*</sup>)

$\Omega$  = facteur de correction pour les effets de la pression sur  
 la concentration de saturation en O<sub>2</sub> (C<sub>s</sub><sup>\*</sup>)

Si la connaissance des facteurs ALPHA ( $\alpha$ ) et BETA ( $\beta$ ) s'avère tout à fait indispensable afin d'assurer une aération suffisante dans les installations de traitement, ces coefficients doivent être utilisés avec circonspection. Voici quelques caractéristiques [29] importantes relatives à la détermination et à l'interprétation des coefficients ALPHA et BETA.

. Les valeurs d'ALPHA varient avec la qualité de l'eau, le type

d'aérateur et le régime d'opération du système. C'est ainsi que ce facteur peut être influencé par plusieurs paramètres du procédé incluant les surfactants, la turbulence, le brassage, la puissance spécifique d'aération, la géométrie du bassin, la dimension des bulles d'air, le degré de traitement ainsi que les caractéristiques des eaux usées.

- . En sélectionnant un facteur ALPHA, on ne doit pas oublier que pour une eau usée donnée, celui-ci est normalement non constant, alors une fourchette de valeur possible d'ALPHA doit être considérée lors de l'estimation du taux de transfert à affecter aux conditions éventuelles de traitement.
- . Lorsque c'est possible, le facteur BETA ne devrait pas être mesuré par un senseur à membrane. Plusieurs eaux usées contiennent des substances qui peuvent interférer avec la méthode de détermination (Winkler Method).

On retrouve dans la littérature [8] des valeurs d'ALPHA variant de 0,6 à 0,8, tandis que celles fournies pour le coefficient BETA se situent dans une plage plus élevée, soit 0,05 à 0,9. Malgré les limitations des méthodes de détermination recommandées [29], il est toujours souhaitable d'obtenir pour ces deux paramètres des valeurs guidées par le biais d'essais pilotes. Cette précaution permet de se prémunir d'une garantie contre un sous-dimensionnement de l'élément le plus important de la conception d'un traitement biologique.

## 2.8 Désinfection des effluents

Il est très rare de faire état de la nécessité de prévoir une étape de désinfection de l'effluent de lagunage aéré pour des rejets de pâtes et papiers seuls. Ces eaux de procédé ne sont habituellement pas contaminées par des matières fécales comme le sont les eaux

usées municipales.

Cependant en présence d'un traitement conjoint des rejets urbains avec les effluents industriels, on dénote souvent des phénomènes de croissance bactérienne provoquée et soutenue par les conditions du milieu (température élevée, présence des sels, abondance d'éléments nutritifs, etc.).

La nécessité de prévoir un système de désinfection, à la sortie du système d'épuration par lagunage à double niveau d'aération pour des effluents Kraft combinés aux effluents urbains, pose des problèmes de taille, car:

- . les autorités gouvernementales n'autorisent pas l'utilisation du chlore comme agent désinfectant pour le traitement conjoint;
- . la forte coloration de l'effluent empêche l'utilisation des systèmes à irradiation UV ou l'ozonation [31];
- . la concentration élevée des matières en suspension dans l'effluent des lagunes risque de rendre inefficaces la plupart des systèmes ou méthodes de désinfection alternatives [30, 31].

Une méthode semble néanmoins prometteuse, surtout en raison de la présence abondante d'effluent alcalin provenant du procédé Kraft de la pulperie. Il s'agit d'utiliser le pH élevé de la pulperie pour désinfecter les eaux brutes municipales.

Des études [32] ont effectivement démontré les effets bactéricides d'une eau à un pH variant de 11,5 à 12, même à une température aussi faible que 1 °C. Les auteurs indiquent qu'un temps de contact de 90 minutes a permis d'obtenir une concentration des coliformes fécaux dans l'effluent de l'ordre de 1000 c.f. par 100 ml; des pH plus faibles que 11 n'ont pas permis d'obtenir une

désinfection adéquate. L'effluent de la pulperie de Cascades pourrait donc servir d'agent désinfectant pour les eaux municipales moyennant quelques précautions, notamment:

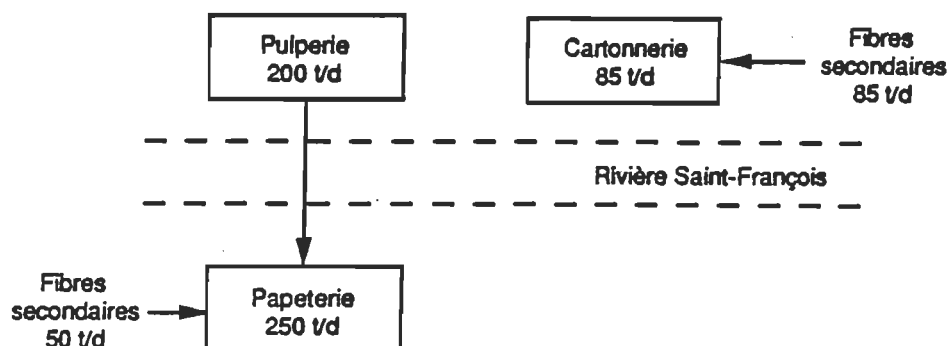
- . s'assurer d'un bon mélange dans le bassin de contact pour éviter la précipitation et l'enlèvement des éléments nutritifs, surtout le phosphore;
- . s'assurer que la source alcaline est d'un pH de l'ordre de 11,5.

### 3 L'USINE CASCADES (East Angus)

Construite sur le bord de la rivière Saint-François à la fin du siècle dernier (1882) par la compagnie DOMTAR, l'usine d'East Angus est l'une des plus anciennes usines d'Amérique du Nord. Suite à des difficultés financières, l'usine a été vendue en 1983 à la compagnie CASCADES, qui depuis s'affaire à la moderniser. Celle-ci compte 450 employés.

L'une des particularités de l'usine Cascades d'East Angus, c'est qu'elle constitue une usine de pâte Kraft intégrée, c'est-à-dire que l'usine produit elle-même la pâte nécessaire à la fabrication du papier sur place. De plus, une certaine partie de la pâte utilisée à la papeterie provient de fibres secondaires.

La pâte Kraft fabriquée chez Cascades est acheminée entièrement vers l'usine de fabrication du papier: la papeterie. La papeterie utilise la pâte Kraft de la pulperie dans une proportion de 80 % de sa production. Comme source complémentaire, la papeterie s'alimente à 20 % en fibres secondaires. Dans le cas de la cartonnerie, la totalité de la matière première provient de fibres secondaires achetées sur le marché. Voici illustrée, la répartition de la production de la pâte et les capacités de production.



**FIGURE 3.1** Capacité de production de l'usine Cascades (East Angus)

L'usine fabrique du papier Kraft de même que du carton selon des proportions de 70 % et 30 % de sa capacité annuelle respectivement.

De son côté, la pulperie est alimentée à partir de copeaux de bois provenant principalement des scieries de la région.

Le papier Kraft, produit chez Cascades, est vendu à des entreprises qui se spécialisent dans la fabrication de produits d'emballage tels que les sacs de toutes sortes, le papier crêpé de même que le papier à usages spéciaux.

Pour ce qui est de la cartonnerie, elle est alimentée par des papiers et cartons recyclés. Ces rebuts, une fois transformés en pâte, donnent un carton utilisé pour la fabrication de boîtes de toutes sortes dans l'industrie alimentaire, du vêtement ainsi que de la chaussure.

Actuellement, l'usine de fabrication de carton est en voie de compléter un important projet de modernisation de ses installations. Ce projet devrait permettre à la cartonnerie actuelle de voir passer sa production de 85 t/d à 150 t/d, puis éventuellement à 200 t/d.

Pour ce faire, la cartonnerie intégrera, dès 1990, une unité de désencrage d'une capacité de 70 t/d. Essentiellement, la pâte désencrée ainsi produite sera affectée à la finition du carton.

Voici, plus en détail, la situation actuelle pour l'usine de pâtes et papiers Cascades inc. à East Angus.

### **3.1 La pulperie: fabrication de la pâte selon le procédé Kraft**

L'usine d'East Angus produit une pâte de type Kraft.

Le procédé Kraft est un procédé de préparation de la pâte caractérisé par un cycle de récupération de ses réactifs. Au cours de ce



cycle, les agents chimiques de cuisson sont régénérés et les résidus organiques ainsi récupérés sont brûlés afin de produire l'énergie nécessaire au procédé.

L'objectif visé par ce procédé est de séparer les fibres du bois par le biais d'agents chimiques. Les copeaux de bois, qui constituent la matière première, sont soumis à une cuisson sous autoclave/lessiveur avec de la vapeur, de même que des réactifs chimiques. Résultat de ce procédé, on parvient à séparer les fibres de la matière ligneuse.

La particularité du procédé Kraft est que celui-ci opère en milieu alcalin. Au cours du procédé, on parvient généralement à éliminer jusqu'à 95 % de la lignine du bois. Voici les étapes importantes du procédé Kraft.

### 1) La cuisson

Le procédé Kraft utilise une solution alcaline, la liqueur blanche, afin de mettre en solution la lignine du bois pour rendre possible la séparation des fibres de cellulose. Cette liqueur blanche est constituée d'une solution de sulfite de sodium ( $\text{Na}_2\text{S}$ ) et de soude caustique ( $\text{NaOH}$ ). La concentration type est de l'ordre de 10 %.

La figure 3.2 illustre le procédé Kraft et ses principales opérations unitaires telles qu'on les retrouve à la pulperie Kraft de l'usine Cascades d'East Angus.



a) Les lessiveurs de cuisson

En premier lieu, les copeaux sont préchauffés à la vapeur. Ensuite, ils sont introduits dans les lessiveurs de cuisson. L'usine d'East Angus utilise quatre lessiveurs discontinus ("batch") dans lesquels on procède à la délignification.

Dès leur entrée dans le lessiveur, les copeaux sont imprégnés avec la liqueur de cuisson, c'est-à-dire la liqueur blanche. Le contrôle de la température permet d'assurer l'imprégnation des copeaux par la liqueur blanche. Une fois les copeaux bien imprégnés, la température est élevée à 350 °F pour une cuisson d'environ une heure. Le temps, ici, est fonction du rendement désiré.

b) Les réservoirs de soufflage

Par la suite, le lessiveur est ouvert, on y souffle le contenu vers un réservoir de décharge ("blow tank"). Le fait d'éjecter la pâte à haute pression (120 psia) permet la séparation des copeaux en fibres individuelles. Après la délignification, la pâte est refroidie.

c) Les tamis ou éboueurs

Après avoir été expulsée des réservoirs de soufflage, la pâte est tamisée sur des éboueurs pour lui enlever les incuits ou les noeuds.

d) Piles laveuses

Au cours de la cuisson, la lignine et ses composés organiques associés ont pu être mis en solution. Cette solution constitue en fait la liqueur noire diluée.

Elle doit être séparée de la pâte et récupérée par un système de lavage.

La liqueur noire est une substance qui peut s'avérer très toxique pour les organismes aquatiques. Les composantes toxiques qu'on y retrouve sont très difficiles à éliminer et ce, même par un traitement biologique. Par conséquent, on constate que de faibles pertes à l'opération lavage peuvent avoir un impact très important sur la qualité de l'effluent.

Les usines de pâte Kraft plus anciennes, comme c'est le cas de l'usine Cascades à East Angus, procèdent au lavage de la pâte avec des laveurs à tambour montés en série, les piles laveuses.

La pâte y est diluée par des lavages d'eau s'écoulant à contre-courant par rapport à la pâte. Par la suite, la pâte est épaissie sur des filtres tambour sous vide. Ce faisant, la pâte peut alors se départir de la liqueur noire qu'elle emprisonnait à travers ses fibres.

Il va de soi que ce type de lavage de la pâte nécessite de très grands débits de recirculation d'eau et par conséquent, de liqueur noire. Typiquement, on parle de débits de l'ordre de 100 m<sup>3</sup> par tonne et ce, pour chaque stage de lavage.

Il est possible de récupérer jusqu'à 99 % de la matière organique en utilisant cette technique. Cependant, pour y arriver, cela nécessite généralement cinq stages de lavage avec les laveurs à tambour. La plupart des usines plus anciennes telles que Cascades n'utilisent cependant que trois stages de lavage. Ce faisant, seulement 93 à 98 % de la matière organique peut être extraite. La partie excédentaire de 2 à 7 % est dirigée à l'effluent.

e) La pâte

A sa sortie des piles laveuses, la pâte écrue subit un second tamisage. On a maintenant de la pâte Kraft prête à être utilisée à la papeterie.

Il est important de souligner que l'usine Cascades (East Angus) ne procède à aucune forme de blanchiment. Cette politique réduit de façon importante les sources de contaminants organiques (en particulier les organo-chlorés) susceptibles de se retrouver dans les effluents.

Signalons simplement que la plupart des usines de pâte Kraft blanchissent la pâte immédiatement après le lavage de celle-ci. Le blanchiment conventionnel au chlore est source de 50 % de la DBO produite, d'autant de composés organo-chlorés ainsi que de la toxicité des effluents. La tendance environnementale des dernières années s'oriente maintenant vers des techniques de blanchiment à l'oxygène, au peroxyde d'hydrogène et au dioxyde de chlore pour remplacer le chlore comme agent de blanchiment. Celui-ci s'avère beaucoup trop polluant.

f) Les évaporateurs

La liqueur noire diluée, qui arrive à l'évaporateur à une concentration en solides dissous de 14 à 18 %, doit voir celle-ci augmenter au-delà de 60 % avant de pouvoir être alimentée à la chaudière de récupération. L'évaporateur est couplé avec une unité de condensation.

La principale source de DBO que l'on retrouve au niveau de l'unité de condensation provient des composés organiques volatils (VOC), et plus particulièrement le méthanol. Par ailleurs, les condensats peuvent être contaminés par de faibles

quantités de liqueur noire transportées par débordement au sommet des colonnes d'évaporation.

Il va de soi que lors du design de telles unités, on tente de minimiser la probabilité de ces débordements et que pour des installations modernes, ceux-ci sont presque inexistants. Cependant, pour des installations plus anciennes, les débordements de liqueur constituent un problème fréquent. La cause principale est que les évaporateurs à effets multiples sont difficiles à opérer.

On constate que d'importantes quantités de DBO/tonne de pâte produite, qui normalement devraient être éliminées dans le processus de récupération de la liqueur, peuvent se voir transférées dans le condensat des évaporateurs. Ceci constitue une source indésirable de DBO qui peut être très importante.

A l'usine Cascades d'East Angus les effluents, associés aux évaporateurs ou plutôt à l'unité de condensation, sont séparés des eaux de la pulperie, c'est-à-dire qu'il y a un débit d'effluent associé à la pulperie et un circuit d'égouts indépendant pour les effluents originant de l'unité de condensation. Ces effluents sont constitués de condensats résiduels.

#### Propriétés du condensat

Dans les usines de pâte Kraft, les condensats résiduels peuvent représenter de 8 à 15 kg de DBO/tonne de pâte produite. Essentiellement, cette DBO provient des alcools, des cétones, des terpènes, des phénols, des acides résiniques et gras et finalement de composés de soufre réduit totaux (SRT). Ces derniers sont caractéristiques de l'odeur associée aux usines Kraft. De tous les composés précédemment énumérés, le méthanol est celui qui contribue le plus à la charge totale de DBO.

Les condensats contaminés contiennent à peu près 0,3 kg de SRT par tonne de pâte. Comme la plupart des composés de SRT sont éliminés dans les bassins d'aération pour la plupart des usines opérant un traitement biologique, il en résulte que ceux-ci peuvent parfois dégager certaines odeurs. Dans le cas des condensats contaminés provenant de l'usine Cascades (East Angus), ils sont traités afin de réduire les émanations d'odeurs dans la localité. Les condensats contaminés constituent un faible pourcentage du volume total de l'effluent de l'usine. Il n'en demeure pas moins que si la contamination éventuelle par ceux-ci devait augmenter de façon importante, alors il serait logique d'envisager un traitement sélectif.

g) Fournaise de recouvrement

Une fois la liqueur noire suffisamment concentrée (55-60 %), celle-ci est additionnée de sulfate de sodium puis pulvérisée dans la chambre de combustion de la chaudière.

La réduction de sulfate de sodium est rendue possible par le carbone qui provient de la combustion des matières organiques. En effet, celle-ci provoque la formation de sulfure de sodium et de gaz carbonique transformant une partie de la soude récupérée en carbonate de sodium. Pour que le sulfate soit transformé en sulfure, il faut s'assurer que l'on maintient un milieu réducteur, donc on doit limiter la présence d'air.

La combustion s'opère à une température d'environ 1200 °C, par conséquent les sels sont fondus. Le magma ou salin ainsi formé se compose de  $\text{Na}_2\text{S}$ , de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , mais aussi de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  non converti. A partir de la fournaise et de façon gravitaire, le magma coule vers le bas de la chaudière. Il est mélangé avec les eaux diluées de lavage, c'est-à-dire le filtrat du lavage de boues de chaux dans le réservoir de dissolution. La

couleur verdâtre des sels fondus se précise lors du mélange avec l'eau de lavage, d'où son nom de liqueur verte.

#### h) Réservoir de dissolution

Dans le réservoir de dissolution, on procède à l'enlèvement des sels de sodium de la fournaise de recouvrement en solubilisant ceux-ci dans l'eau.

#### i) Dissolveur à chaux et réservoir de caustification

La liqueur verte est dirigée vers le système de caustification, où on ajoute le  $\text{Ca(OH)}_2$  afin de convertir le  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  en  $\text{NaOH}$ , selon la réaction suivante:



Cette réaction, assez lente, s'opère dans le caustificateur, qui n'est en fait qu'un bassin de rétention agité. Le  $\text{CaCO}_3$  formé à partir de cette réaction est insoluble et est décanté dans le clarificateur de liqueur blanche. Le surnageant du clarificateur contient donc toujours les deux principaux agents chimiques de la cuisson:  $\text{Na}_2\text{S}$  et  $\text{NaOH}$ . Cette solution est appelée liqueur blanche et elle est prête à être réutilisée dans le lessiveur lors du prochain cycle de cuisson.

#### j) Le clarificateur

Le  $\text{CaCO}_3$  précipité dans le clarificateur et qui peut être séparé de la liqueur est éventuellement régénéré par cuisson en chaux vive, puis en chaux hydratée et réintroduit dans le procédé. Ce n'est cependant pas le cas chez Cascades (East Angus). La chaux utilisée est d'utilisation unique. Les résidus ou boues de chaux sont acheminés au site d'enfouis-



sement.

Pour le procédé de récupération de la liqueur, la seule perte "théorique" de composés organiques se trouve dans le condensat des évaporateurs. Cependant, la réalité est toute autre, et en particulier pour une ancienne usine.

L'écoulement total de matières organiques, provenant du lavage de la pâte jusqu'à la fournaise de récupération, peut être très important. Sa concentration peut atteindre jusqu'à 300 kg DBO par tonne de pâte. Cet écoulement contient, par ailleurs, de grandes quantités d'acides résiniques et autres composés organiques toxiques pour la faune aquatique.

En faisant intervenir les débits de recyclage, il en découle alors que les concentrations de produits organiques peuvent être jusqu'à dix fois supérieures.

Il est donc clair, que même une fuite mineure au niveau du circuit de récupération de la liqueur peut avoir des conséquences très importantes au niveau de la DBO et de la toxicité de l'effluent généré.

### 3.2 La papeterie

Une fois la pâte préparée selon le procédé Kraft, elle est diluée afin de pouvoir être pompée vers la papeterie localisée de l'autre côté de la rivière. Lors de son arrivée de la pulperie, la pâte est nettoyée dans une série d'hydrocyclones pour en retirer certaines impuretés. C'est à ce stade qu'une part de pâte secondaire est ajoutée à la pâte Kraft vierge non blanchie.

Lorsque la pâte arrive à l'entrée de la machine à papier, la tâche la plus importante à partir de ce point consiste à retirer l'eau

qu'elle contient. Afin de fabriquer une feuille uniforme, il est nécessaire de réduire la consistance de la pâte à des valeurs inférieures à 1 % avant la machine à papier.

Une quantité très importante d'eau doit être éliminée au cours du processus de fabrication de la feuille. Cette quantité est de l'ordre de 7 à 30 tonnes par tonne de papier produit.

Par la suite, afin d'arriver au produit fini que l'on connaît, il est nécessaire de retirer de la pâte environ 99,0 à 99,5 % de l'eau qu'elle contient, pour arriver à une feuille au contenu d'humidité de l'ordre de 6 %.

La façon la moins coûteuse de retirer l'eau de la pâte se fait par drainage à travers un système de grilles. Par la suite, toujours par ordre croissant de coûts impliqués, l'eau est retirée par aspiration sous vide, par pressage, et finalement par évaporation au fur et à mesure que la feuille est transportée sur une multitude de cylindres chauffés.

Une quantité d'eau de l'ordre de 1,5 tonne par tonne de papier produite est évaporée ainsi. La plus forte proportion de l'eau restante sert à la dilution de la pâte dans le secteur de la machine. De plus, comme il a été constaté précédemment, l'eau restante sert également de média de transport de la pâte entre la pulperie et la papeterie, c'est-à-dire qu'elle sert à diluer la pâte jusqu'à un niveau permettant son pompage.

L'eau blanche est continuellement recyclée. A la longue, il se produit une augmentation des solides dissous dans l'eau blanche, de même que des fibres (courtes). Par conséquent, il est parfois nécessaire d'effectuer des purges d'eau blanche pour admettre certaines quantités d'eau claire dans le circuit. Une partie du surplus d'eau blanche est utilisé comme média de transport de la

pâte entre la papeterie et la pulperie.

A la papeterie, deux réservoirs de stockage de la liqueur blanche permettent de récupérer les déversements imprévus. Evidemment, il arrive que des surplus d'eau blanche puissent être déversés directement à l'égout de la papeterie. Ces déversements lorsqu'ils surviennent, contiennent des fibres fines qui n'ont pu être retenues sur les toiles de préparation de la feuille. Ces fibres fines comptent pour la majeure partie des MES que l'on retrouve à la papeterie.

Les eaux de la papeterie sont soumises à un traitement primaire. Le décanteur primaire de la papeterie a été aménagé à partir d'un réservoir rectangulaire de 4000 m<sup>3</sup>. La papeterie possède également des systèmes internes de récupération des eaux provenant des machines à papier. Ainsi, on note la présence d'un filtre VARGO pour chaque machine à papier, des tamis inclinés, deux réservoirs de stockage destinés à l'eau blanche et finalement deux réservoirs de cassés.

L'une des caractéristiques de la papeterie de l'usine d'East Angus est qu'elle fabrique une très vaste gamme de papiers pour répondre aux caractéristiques spéciales exigées par la clientèle. La production de papier par lots exige de fréquentes modifications de la pâte, mais aussi des caractéristiques d'opération de la machine à papier. Ces modifications fréquentes ont tendance à faire déverser des quantités relativement importantes de matières en suspension avec l'eau blanche.

### 3.3 La cartonnerie

La cartonnerie de l'usine Cascades (East Angus) est alimentée exclusivement en fibres secondaires. C'est ainsi que chaque jour 85 tonnes métriques de ces fibres sont mises en pâte, afin de permettre la fabrication de carton blanc d'épaisseur variable.

Les vieux papiers et cartons constituent l'essentiel de la matière première. Selon la qualité de ceux-ci, ils seront affectés à la couche de finition du carton si les fibres sont de bonne qualité et aux internes de la feuille de carton dans le cas contraire.

Les fibres secondaires sont mises en suspension pour former une pâte épaisse. Cette opération est rendue possible par l'incorporation de celles-ci dans un tritrateur et l'ajout d'eau chaude. Lorsque les fibres sont bien mises en suspension, c'est-à-dire après une trentaine de minutes, alors la pâte est tamisée puis lavée. Elle peut ensuite être dirigée vers la machine à carton.

En tout, la feuille de carton est constituée de huit couches distinctes. La cartonnerie fait appel à huit tritrateurs de pâte afin d'alimenter ces couches de façon individuelle.

Des quantités importantes d'eau sont utilisées tant au niveau des tritrateurs qu'au niveau de la machine à carton elle-même. Chez Cascades (East Angus), la plus grande partie de l'eau utilisée mise en contact avec les fibres secondaires peut être récupérée, recyclée, puis réintroduite dans le procédé. Pour ce faire, les eaux sont acheminées vers le décanteur. Les eaux décantées sont réintroduites dans le procédé, tandis que les boues sont acheminées vers les tritrateurs des couches internes du carton. La présence d'un décanteur et de plusieurs réservoirs de stockage permet cette réutilisation.

Le décanteur primaire de la cartonnerie a été aménagé à partir d'un clarificateur d'eau fraîche déjà existant. Un filtre à boue doit y être ajouté. Cette partie de l'usine (la cartonnerie) possède de plus des systèmes internes de récupération des MES tels que filtres VARGO, tamis incliné ("save all"), tamis JOHNSON ainsi qu'un réservoir de cassés, de même qu'un réservoir d'eaux usées traitées pour la recirculation dans le procédé.

L'effluent de la cartonnerie origine principalement de trois sources: du réservoir de 45 000 gallons, du cuvier d'eau claire VARGO et finalement du débordement au barrage d'accumulation du sous-sol de la cartonnerie.

Une fois l'eau traitée dans le décanteur, elle peut être acheminée vers un réservoir de 45 000 gallons. De là, l'eau peut être utilisée à l'alimentation des différentes couches, des douches, ou à tout autre besoin spécifique à la cartonnerie.

## 4 PROGRAMME EXPERIMENTAL

### 4.1 Description générale

Les grandes lignes du programme expérimental peuvent se résumer comme suit:

- . deux séries de réacteurs, modélisant chacun un système à double niveau d'aération, ont été construites et opèrent l'une avec addition d'éléments nutritifs et l'autre, sans addition d'éléments nutritifs;
- . chaque chaîne de traitement était constituée d'une cellule complètement mélangée suivie d'une cellule partiellement mélangée à trois sections. La dernière section de cette cellule est sans aération pour permettre le dépôt des matières en suspension et le respect des normes en MES;
- . les réacteurs ont été construits de façon à permettre un ajustement du temps de rétention hydraulique. La gamme de temps de rétention était, dans le cas du système avec addition d'éléments nutritifs: réacteur R3 de 1 à 3 jours et réacteur R4 de 3 à 5 jours, permettant une gamme de temps total de 4 à 8 jours. Dans le cas du système sans addition d'éléments nutritifs: réacteur R1 de 4 à 8 jours et réacteur R2 de 4 à 8 jours, permettant une gamme de temps total de 8 à 16 jours;
- . les eaux usées pour l'alimentation des deux systèmes ont été préparées, à partir de prélèvements aux divers émissaires, selon les proportions actuelles de déversement et étaient stockées dans un réservoir d'alimentation où était effectuée la correction du pH, si nécessaire. Une pompe d'alimentation par système

a été utilisée.

#### 4.2 Nature et durée des essais

Il fut décidé de construire deux systèmes distincts de traitement, mais alimentés par une même source d'affluent. En procédant ainsi, il a été possible de réduire de façon importante les temps nécessaires à l'acclimatation des systèmes. De plus, et c'est l'avantage majeur de cette approche, il a été possible de générer des données pour deux systèmes simultanément.

En ce qui a trait à la durée des essais, ceux-ci se sont étalés sur une période de sept mois. Le tableau 4.1 décrit la durée associée à chacune des étapes ainsi que le calendrier des essais.

	Date	Durée
1 <sup>re</sup> période d'acclimatation PHASE 1	18 mai - 16 juillet 89 17 juillet - 10 août 89	8 semaines 4 semaines
2 <sup>e</sup> période d'acclimatation PHASE 2	11 août - 24 septembre 89 25 septembre - 19 octobre 89	6 semaines 4 semaines
3 <sup>e</sup> période d'acclimatation PHASE 3	20 octobre - 12 novembre 89 13 novembre - 7 décembre 89	4 semaines 4 semaines

**Tableau 4.1**    Calendrier et durée des essais

Lors de la phase 1 des essais, les deux systèmes ont été maintenus à des conditions d'opération similaires en température, c'est-à-dire 20 °C. Dans les deux systèmes, le rapport volume complètement mélangé/volume partiellement mélangé a été maintenu à 40 %/60 %.

Le système I a fonctionné avec un temps de rétention total de dix jours. Le système II a fonctionné avec un temps de rétention réduit de moitié (5 jours), mais avec ajout d'éléments nutritifs à un ratio DBO<sub>5</sub>/N/P de 100/5/1. Le tableau 4.2 présente les conditions de la phase 1.

Paramètres	Système I		Système II	
	Cellule bien mélangée	Cellule partiellement mélangée	Cellule bien mélangée	Cellule partiellement mélangée
1. Temps de rétention	4 jours	6 jours	3 jours	2 jours
2. Ajout d'éléments nutritifs (N & P)	Non	-	Oui	-
3. Température d'opération	20°C	20°C	20°C	20°C
4. Ajout d'effluents de désencrage	Non	-	Non	-

**Tableau 4.2** Caractéristiques d'opération de la PHASE 1

Pour débiter les essais de la phase 1, un temps initial d'acclimatation de dix semaines avait été initialement prévu. Cependant, l'observation du comportement du système, entre autres par des observations microscopiques fréquentes, a permis d'évaluer l'obtention de la stabilité des deux systèmes avec plus de précision, ce qui s'est traduit par une réduction de deux semaines d'acclimatation.

Une fois la première phase de génération intensive complétée, tous les paramètres du système II ont été maintenus constants, à l'exception du temps de rétention de la première cellule de traitement. Des aménagements physiques du réacteur complètement mélangé ont été faits, pour permettre l'augmentation de l'âge des



boues de celui-ci. Cependant, le temps de rétention associé est demeuré le même. Pour toute la phase 2, l'ajout d'éléments nutritifs fut sous la forme de chlorure d'ammonium ( $\text{NH}_4\text{Cl}$ ) et de phosphate de sodium monobasique ( $\text{NaH}_2\text{PO}_4$ ).

Dans le cas du système I, le temps de rétention a été maintenu à dix jours. Par contre, la température sur le système a été abaissée à environ 4 °C sur le premier réacteur bien mélangé et à 10 °C pour le réacteur partiellement mélangé. Les conditions associées à la phase 2 sont présentées au tableau 4.3. Une période d'acclimatation de six semaines a été nécessaire.

Date	Système I		Système II	
	Cellule bien mélangée	Cellule partiellement mélangée	Cellule bien mélangée	Cellule partiellement mélangée
1. Temps de rétention	4 jours	6 jours	2 jours	3 jours
2. Ajout d'éléments nutritifs (N & P)	Non	-	Oui	-
3. Température d'opération	3,4°C	10°C	20°C	20°C
4. Ajout d'effluents de désencrage	Non	-	Non	-

**Tableau 4.3** Caractéristiques d'opération de la PHASE 2

Finalement, les essais de la troisième phase de génération de données ont permis d'étudier l'impact sur le système de traitement d'une modification d'un des affluents. Ces derniers essais se sont inscrits dans la perspective d'une modification majeure de la cartonnerie, à l'usine Cascades (East Angus).

Au cours de la troisième phase, l'un des constituants à l'alimentation de l'usine pilote a été modifié. L'effluent de la cartonnerie a été remplacé par un effluent de désencrage provenant de l'usine Désencrage Cascades à Breakeyville.

Lors de cette phase, seul le système I a été soumis à ces nouvelles conditions d'alimentation. Comme lors de la phase 1, le système a fonctionné à une température de 20 °C et toujours sans ajout d'éléments nutritifs. Le tableau 4.4 présente les conditions d'opération de la phase 3.

Date	Système I	
	Cellule bien mélangée	Cellule partiellement mélangée
1. Temps de rétention	4 jours	6 jours
2. Ajout d'éléments nutritifs (N & P)	Non	-
3. Température d'opération	20°C	20°C
4. Ajout d'effluents de désencrage	Oui	-

**Tableau 4.4** Caractéristiques d'opération de la PHASE 3

Seulement quatre semaines d'acclimatation furent nécessaires à l'obtention d'un système stabilisé pour la phase 3. La pratique courante veut qu'un temps d'acclimatation minimal de l'ordre de quatre fois le temps de rétention hydraulique du système soit nécessaire avant de pouvoir considérer celui-ci à l'état de régime permanent. Cette précaution a donc été respectée pour les trois phases de génération de données.

#### 4.3 L'usine pilote

L'unité pilote de traitement par lagunage à double intensité d'aération est illustrée à la figure 4.1. Celle-ci est composée de deux chaînes de traitement et d'une source commune d'alimentation. Voici une description détaillée de chacun des constituants de l'usine pilote utilisée lors des essais.

##### 1) Echantillonnage des sources d'affluent

- . Réservoir R11: Servant à accumuler les eaux échantillonnées à l'effluent de la pulperie. Echantillon composé sur 24 heures.  
Matériel: acier  
Capacité: 800 litres
- . Réservoir R13: Servant à échantillonner les eaux de condensat. Echantillonnage instantané.  
Matériel: plastique  
Capacité: 200 litres
- . Réservoir R10: Servant à échantillonner les eaux de la papeterie. Echantillonnage instantané.  
Matériel: plastique  
Capacité: 200 litres
- . Réservoir R9: Servant à échantillonner les eaux de la cartonnerie. Echantillonnage instantané.  
Matériel: plastique  
Capacité: 200 litres
- . Réservoir R12: Servant à échantillonner les eaux de la municipalité. Echantillonnage instantané.  
Matériel: plastique  
Capacité: 200 litres

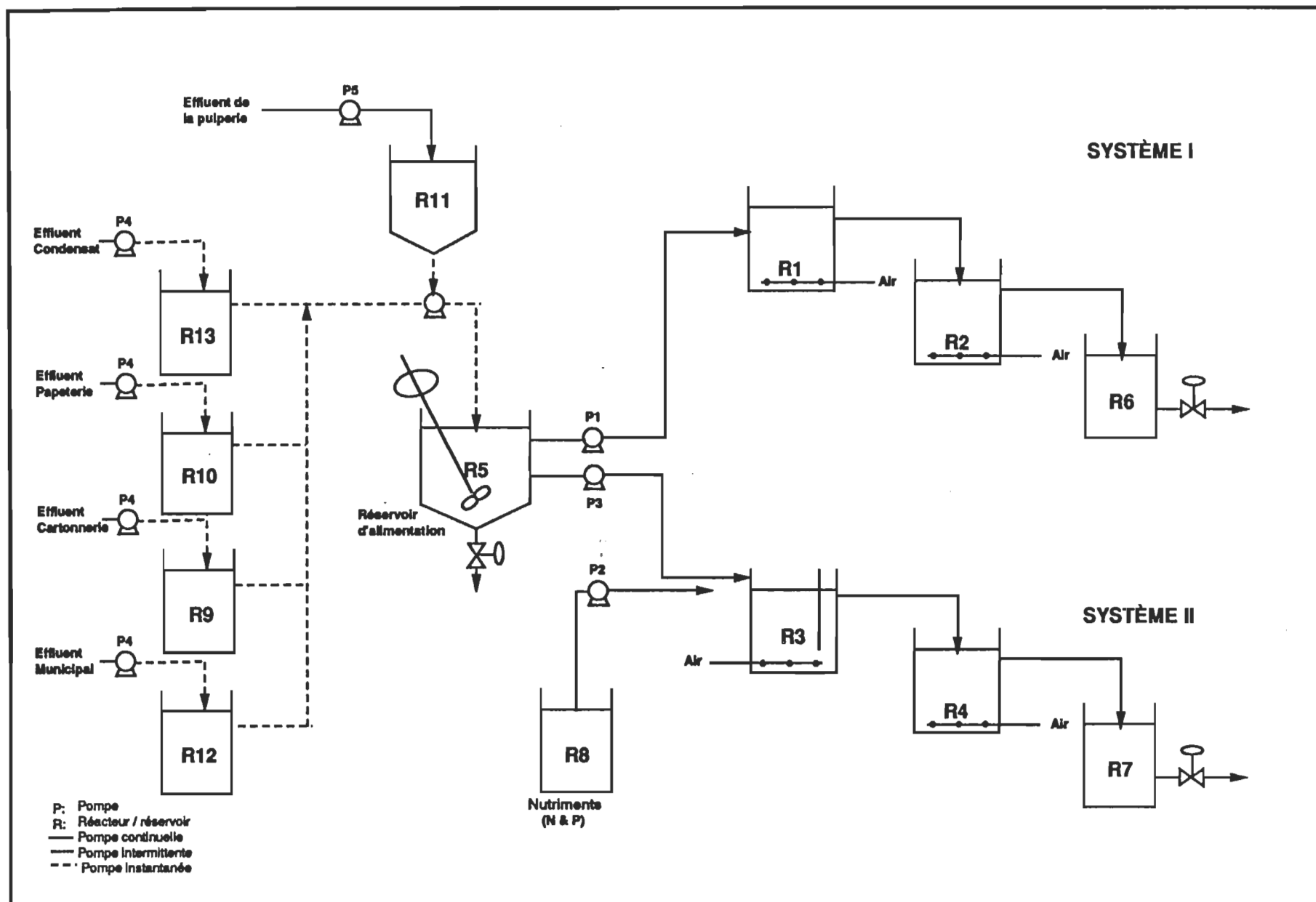


Figure 4.1 Schéma de l'usine pilote

## 2) Alimentation de l'unité pilote

- . Réservoir R5: Servant à accumuler le mélange composite des cinq sources d'effluents nécessaires à l'alimentation de l'unité pilote.  
Matériel: acier  
Capacité: 1300 litres

## 3) Le système I

- . Réservoir R1: Première cellule de traitement du système I.  
Réacteur de type bien mélangé.  
Matériel: plastique  
Capacité: 700 litres
- . Réservoir R2: Seconde cellule de traitement du système I.  
Réacteur de type partiellement mélangé. Ce réacteur est doté de déflecteurs en acier inoxydable afin d'éliminer les court-circuits des eaux qui y circulent. Il comporte trois cellules internes à aération décroissante.  
Matériel: plastique  
Capacité: 1050 litres
- . Réservoir R6: Réservoir d'accumulation des eaux traitées par le système I.  
Matériel: plastique  
Capacité: 220 litres

#### 4) Le système II

- . Réservoir R3: Première cellule de traitement du système II.  
Réacteur de type bien mélangé.  
Matériel: fibre de verre  
Capacité: 790 litres
  
- . Réservoir R4: Seconde cellule de traitement du système II.  
Réacteur de type partiellement mélangé. Ce réacteur est doté de déflecteurs en acier inoxydable du même type que R2.  
Matériel: plastique  
Capacité: 790 litres
  
- . Réservoir R7: Réservoir d'accumulation des eaux traitées par le système II.  
Matériel: fibre de verre  
Capacité: 790 litres
  
- . Réservoir R8: Servant à alimenter la première cellule du système II en éléments nutritifs sous forme de N et P.  
Matériel: plastique  
Capacité: 220 litres

#### 5) Système de pompage

- . Pompe P1: Pompe péristaltique servant à alimenter le système II en affluent à partir de R5.  
Capacité: 250 ml/min
  
- . Pompe P3: Pompe péristaltique servant à alimenter le système II en affluent à partir de R5.

Capacité: 250 ml/min

- . Pompe P2: Pompe péristaltique servant à alimenter le système II avec une solution de nutriments. Il est à noter que P2 était montée avec P3 sur le même moteur.
- . Pompe P5: Pompe péristaltique servant à échantillonner en continu l'effluent de la pulperie.  
Capacité: 700 ml/min
- . Pompe P4: Pompe portative à essence servant à échantillonner les effluents de la cartonnerie, de la papeterie, du municipal et du condensat dans leurs réservoirs associés. Ensuite, la pompe P4 servait à faire le transfert de tous les effluents vers le réservoir d'alimentation.  
Capacité: 500 L/min

## 6) Divers

- . Système de refroidissement: Système mobile à générer des conditions de basse température sur le réacteur R1 du système I au cours de la deuxième période de génération intensive de données.  
Capacité: 400 BTU  
Compresseur: 1/2 HP  
110 volts
- . Agitateur: Servant à rendre le mélange d'alimentation de R5 homogène lors de sa prépara-

tion, de sa neutralisation et de son alimentation (de 0 à 2 jours).

- . Système d'aération: Le système de traitement a été alimenté par l'air de procédé de l'usine Cascades avec l'aide d'aérateurs de fond. Voici les débits d'air utilisés:  

R1: 42 L/min	R3: 42 L/min
R2: 3,0 L/min	R4: 3,0 L/min

Il est à noter qu'une trappe servant à intercepter l'huile et l'humidité a été installée sur l'alimentation d'air, avant son arrivée dans le traitement.

#### 4.4 Caractéristiques des eaux usées brutes

##### 4.4.1 Historique des effluents

Afin de dimensionner les deux chaînes de traitement pilote mises à l'essai, il a été nécessaire d'évaluer certains paramètres relatifs aux conditions d'opération de l'usine Cascades (East Angus) lors des années passées. Les caractéristiques des effluents pour l'année 1988 furent compilées. Cette compilation est présentée au tableau 4.5.

Le tableau 4.6, quant à lui, présente les caractéristiques de l'usine Cascades pour l'année 1989. Les mois de mai à décembre de ce tableau présentent beaucoup d'intérêt, car ils illustrent les caractéristiques des effluents qui furent alimentés à l'usine pilote pour toute la durée des essais.



Mois (1988)	Cartonnerie			Papeterie			Pulperie			Condensat		
	Q (m³/d)	DBO <sub>5</sub> (kg/d)	MES (kg/d)	Q (m³/d)	DBO <sub>5</sub> (kg/d)	MES (kg/d)	Q (m³/d)	DBO <sub>5</sub> (kg/d)	MES (kg/d)	Q (m³/d)	DBO <sub>5</sub> (kg/d)	MES (kg/d)
Janvier	2575	674	1927	7027	369	5349	13 416	4180	887	2215	456	7
Février	1540	301	2546	7346	524	4648	12 401	2478	1178	2426	597	11
Mars	1685	224	3124	4261	163	1563	13 088	5518	1435	2450	479	8
Avril	2272	522	2248	4455	418	2641	13 825	6286	845	1874	324	36
Mai	2583	441	1625	4599	329	1154	18 063	5010	1175	1582	363	9
Juin	2304	1084	1815	5720	438	2663	15 994	4747	1240	1448	351	12
Juillet	2723	720	3777	4730	296	2110	17 295	3768	1651	1497	299	3
Août	3422	1580	6125	5459	693	3418	19 424	4274	1679	1964	436	218
Septembre	2995	1171	4671	4741	373	2542	19 760	5162	890	1960	496	16
Octobre	2949	1517	5235	4048	366	1016	20 560	6624	803	1548	387	28
Novembre	2931	750	5910	4133	376	1710	14 909	5808	682	1687	461	76
Décembre	1368	515	2318	4315	240	1037	13 447	4085	820	1694	533	12
Moyenne (année)	2445	796	3443	4646	369	1985	16 015	4878	1180	1862	432	36
Concentration moyenne (mg/L)	-	325	1408	-	79	427	-	301	69	-	232	19

**Tableau 4.5** État des effluents à l'usine Cascades (East Angus) en 1988

Mois	Cartonnerie			Papeterie			Pulperie			Condensat		
	Q (m³/d)	DBO <sub>5</sub> (kg/d)	MES (kg/d)	Q (m³/d)	DBO <sub>5</sub> (kg/d)	MES (kg/d)	Q (m³/d)	DBO <sub>5</sub> (kg/d)	MES (kg/d)	Q (m³/d)	DBO <sub>5</sub> (kg/d)	MES (kg/d)
Janvier	1026	1107	1772	3864	440	1254	11 646	8252	850	1742	429	10
Février	1079	431	1883	3390	339	712	10 945	4791	844	1807	451	9
Mars	1559	2676	3920	3324	277	699	11646	6744	850	1556	490	140*
Avril	1213	993	1964	3050	154	551	11 436	2123	678	1628	411	250*
Mai	2074	1780	1204	3224	280	598	9 476	2102	411	1524	292	50
Juin	1190	592	2153	3379	176	716	10 578	6143	950	1531	491	12
Juillet	969	211	787	4132	309	938	10 527	3000	765	3735	624	19
Août	861	170	612	4233	156	1318	8700	2746	413	1513	311	27
Septembre	918	714	926	3489	512	939	9034	3363	786	1568	371	33
Octobre	1225	598	855	2988	297	558	10 185	2416	714	1852	328	21
Novembre	1368	946	1305	3772	332	1147	9547	2074	710	1850	258	83
Décembre	1214	266	1068	4452	269	1436	8349	2033	795	1706	393	111
Moyenne (année)	1225	874	1537	3608	295	906	10 172	3815	731	1834	404	38
Moyenne (concent.)	-	714	1255	-	82	251	-	375	72	-	220	21

\* Valeurs éliminées pour cause d'erreur dans la procédure de mesure.

**Tableau 4.6** État des effluents de l'usine Cascades (East Angus) en 1989

L'examen de ces tableaux permet de faire ressortir l'importance de la contribution de la pulperie en DCO et en DBO<sub>5</sub>. Par ailleurs, la pulperie ne constitue pas la source première de MES dans l'effluent global; cependant, elle y contribue de façon non négligeable. Finalement, le pH de l'effluent s'avère extrêmement alcalin, ce qui se traduira par la nécessité de neutraliser l'affluent. Des quantités importantes d'acide devront être utilisées pour cette opération.

Un rapport sur la qualité des effluents a été réalisé à l'usine Cascades (East Angus) en 1988. Ce relevé, effectué par le ministère de l'Environnement du Québec, division Direction de l'assainissement industriel, avait alors pour but de caractériser les effluents des différents départements de l'usine. Il est à signaler que les eaux de procédé de l'usine qui proviennent directement de la rivière Saint-François ont également été échantillonnées. Cette eau d'alimentation subit des opérations de dégrillage et de tamisage afin d'être utilisée dans l'usine. Le tableau 4.7 présente les résultats obtenus lors de cette caractérisation (caractérisation continue de 48 heures).

En plus d'une analyse physico-chimique de caractérisation des effluents, le MENVIQ a réalisé une étude sur la toxicité de chaque source d'effluents ainsi que du mélange composite de celles-ci. Ces analyses de toxicité sont présentées aux tableaux 4.8 et 4.9.

Pour fins de comparaison, il a également été jugé pertinent de présenter les résultats de quelques essais de caractérisation de l'affluent alimenté à l'usine pilote lors des présents essais de traitabilité. Il est à remarquer que l'affluent utilisé à l'usine pilote était un mélange composite constitué des effluents de la pulperie (R11), du condensat (R13), de la cartonnerie (R9), de la papeterie (R10), mais également des eaux brutes domestiques de la ville d'East Angus.

A partir de ces deux sources distinctes d'analyses d'effluents, il est maintenant possible de mieux connaître les caractéristiques associées aux divers effluents de la papetière avant traitement de ceux-ci.

#### Toxicité des effluents de l'usine Cascades (East Angus)

Les tableaux 4.8 et 4.9 présentent une compilation des bioessais effectués sur les effluents de l'usine d'East Angus. Une série d'essais fut réalisée par le MENVIQ-DAI (10 mai 1988) et deux séries par le consultant TEKNIKA (8 août 1989 et 6 décembre 1989).

Le mélange de l'ensemble des effluents dilués à 65 % v/v et à un pH ajusté à 7,2, a résulté en un taux de mortalité de 100 % sur les bioessais réalisés avec des truites arc-en-ciel. Des essais similaires effectués sur les effluents de la pulperie et de la papeterie ont donné des résultats similaires. Donc, les effluents de Cascades (East Angus) sont toxiques sur une base individuelle et composite pour les truites arc-en-ciel.

De plus, des mesures réalisées sur les effluents de l'usine pilote (R5) ont fait ressortir que le mélange composite de ceux-ci s'avère toxique à une concentration de 17 % en volume d'effluent par volume total. Des essais réalisés sur des têtes-de-boule ("menés") permettent d'arriver à la même conclusion, mais à des concentrations de 16 % en v/v. Finalement, un test de toxicité chronique effectué également sur des têtes-de-boule ("menés") a permis d'établir la toxicité chronique (CL-7 jours) à seulement 14 % v/v du mélange composite. La toxicité des effluents non traités de Cascades (East Angus) ne fait donc aucun doute.

Paramètres	Eau d'entrée - Rivière Saint-François (kg/d)	Papeterie (kg/d)	Cartonnerie (kg/d)	Pulperie (kg/d)	Condensat (kg/d)
Débit (m³/d)	24 153	4188	1611	17 007	1347
MES	121	833	308	883	4,0
Solides <sub>tot</sub>	1449	3963	3162	18 079	100,3
Solides dissous	1570	3101	2840	17 196	95
Solides déc. **	-	692	162	342	-
DBO <sub>5 tot</sub>	22	445	585	9 326	244
DCO <sub>tot</sub>	-	1755	1278	25 906	431
P <sub>tot</sub>	58	15	151	22,0	2,0
NTK	24	26,3	15,9	60	3,8
NH <sub>3</sub>	-	0,10	2,4	33,3	3,3
Al	2,2	11,9	19,3	6,5	0,1
Ar	-	-	-	-	-
Cd	-	-	-	-	-
Ca	241	260	391,3	300,4	11,5
Cr	-	0,04	0,008	-	-
Cu	-	0,18	0,06	0,25	-
Fe	5,5	1,66	2,6	6,6	0,29
Mg	62,8	21,8	9,4	408	2,96
Mn	-	8,3	0,45	5,2	0,07
Ni	-	-	-	-	-
Pb	-	-	-	0,48	-
K	-	23,0	62,6	149,2	0,87
Na	65	524	83	2919	4,6
Zn	0,48	0,53	0,16	0,94	0,02
Huiles & graisses	-	107	6,0	1052	1,9
Hydrocarbures	-	67	1,6	94,8	0,47
Phénols (4AAP)	-	0,43	-	149	9,56
SO <sub>4</sub>	-	1740	1376	416	-
Tannins & lignines	-	18,9	7,6	2762	-
Cyanures	-	0,01	0,006	0,06	0,004

\*\* mg/L/h

**Tableau 4.7** Rapport sur l'échantillonnage des effluents  
Usine Cascades (East Angus) Inc.  
(MENVIQ / DAI, 88-05-10 au 88-05-12)

Toxicité	MENVIQ - DAI 88-05-10			Teknika 89-08-08	Teknika 89-12-06
	R11	R10	R5*	R5*	R5*
1. Truites arc-en-ciel					
• % mortalité (65% v/v)					
24 h	-	-	100	-	-
96 h	-	-	100	-	-
LT-50 (en heures)	-	-	0-0,25	-	-
• % mortalité (100% v/v)					
24 h	100	36,6	-	-	-
96 h	100	88,8	-	-	-
LT-50 (en heures)	0,5-1,0	24-48	-	-	-
• % mortalité (24% v/v)					
24 h	-	-	50	-	-
96 h	-	-	100	-	-
LT-50 (en heures)	-	-	0-0,5	-	-
• Concentration effluent (% v/v)					
LC-50 96 h	-	-	18-24%	17	-
LC-50 24 h	-	-	24-42%	-	-
2. Têtes-de-boule					
• Concentration effluent (% v/v)					
LC-50 96 h	-	-	-	-	16
• Concentration effluent (% v/v)					
LC-7 d (toxicité chronique)	-	-	-	-	14

### Légende

- R10: Effluent de la papeterie  
 R11: Effluent de la pulperie  
 R5: Composite de tous les effluents de Cascades et des eaux brutes d'East Angus  
 R5\*: Idem sans les eaux brutes de la municipalité d'East Angus  
 LT-50: Temps léthal pour tuer 50% des poissons  
 LC-50: Concentration létale pour tuer 50% des poissons  
 % v/v: Pourcentage volume/volume  
 N.L.: Non léthal

**TABLEAU 4.8** Essais de toxicité sur les effluents de Cascades  
(East Angus)

Toxicité	MENVIQ - DAI 88-05-10			Teknika 89-08-08	Teknika 89-12-06
	R11	R10	R5*	R5	R5
<b>3. Autres organismes</b>					
• Daphnies (% v/v)					
C.I.50	100	-	96	-	-
U.T.	1,0	-	1,0	-	-
C.I. <sub>0</sub>	≤ 22	-	≤ 37	-	-
EC50 48 h	-	-	-	30	NL
• Algues (% v/v)					
C.I.50	5,9	-	4,4	-	-
U.T.	17	-	23	-	-
C.I. <sub>0</sub>	< 1,0	-	< 0,56	-	-
EC50 96 h	-	-	-	27	NL
• Microtox (% v/v)					
C.I.50	32	-	0,93	-	-
U.T.	3,1	-	110	-	-
C.I. <sub>0</sub>	≤ 1,6	-	< 0,06	-	-
EC50 5 min	-	-	-	18	20,9
EC50 15 min	-	-	-	17	15,2

### Légende

- R10: Effluent de la papeterie  
 R11: Effluent de la pulperie  
 R5: Composite de tous les effluents de Cascades et des eaux brutes d'East Angus  
 R5\*: Idem sans les eaux brutes d'East Angus  
 C.I.<sub>0</sub>: Concentration inhibitrice de 0% d'organisme  
 C.I.50: Concentration inhibitrice de 50% d'organisme  
 U.T.: Unités toxiques = 100 ÷ CI  
 % v/v: Pourcentage volume/volume  
 EC: Concentration effective  
 N.L.: Non létal

**TABLEAU 4.9** Essais de toxicité sur les effluents de Cascades

De plus, le mélange des effluents (R5\*) se révèle extrêmement toxique sur les algues, le microtox, mais faiblement toxique sur les daphnies. Le rapport du MENVIQ (réf. 4241-26-21, avril 1989) révèle que la faible toxicité envers la daphnie pourrait être expliquée par le fait que cette dernière serait résistante à ce type d'effluent. L'origine de la toxicité est organique.

Des résultats similaires ont été enregistrés pour les effluents de la papeterie, exception faite des résultats obtenus par Teknika le 6 décembre 1989. Finalement, l'étude du Ministère conclut au fait que l'ensemble des effluents a probablement un effet très nocif sur le milieu récepteur.

#### Substances organiques prioritaires

En plus des analyses de toxicité, l'étude de caractérisation du MENVIQ a porté sur l'examen de substances organiques dites prioritaires. Le MENVIQ a procédé à l'identification des concentrations d'acides résiniques, d'acides gras et de quelques composés phénoliques. Cette analyse des substances prioritaires a été effectuée sur les effluents individuels de l'usine.

Une analyse similaire à celle du MENVIQ a été réalisée sur le mélange composite des effluents (R5). De plus, aux composés phénoliques, l'analyse du toluène et du styrène a été ajoutée.

Toujours suite à l'étude de caractérisation du MENVIQ, les résultats d'analyses ont révélé que des concentrations totales d'acides résiniques étaient présentes à un niveau de 15,6 mg/L. Le critère de toxicité létale aiguë fixé par DQMA du MENVIQ est de 0,3 mg/L, tandis que celui de la toxicité aquatique chronique est de 0,007 mg/L.



Pour ce qui est de la concentration d'acides gras, elle était de 6,3 mg/L. Il n'existe pas actuellement de littérature permettant d'établir, pour les acides gras, la teneur nuisible en milieu aquatique. Toutefois, ces constituants sont considérés comme une source moins importante de toxicité que les acides résiniques.

Dans le cas des deux séries d'analyses réalisées sur le mélange composite des effluents (R5), il fut constaté que les concentrations (mg/L) de chaque acide résinique et gras étaient de beaucoup inférieures à celles obtenues par le MENVIQ.

Contrairement au MENVIQ, les analyses du consultant ont porté sur un mélange composite des effluents de l'industrie. Dans ce composite, se retrouvaient deux effluents qui ont une contribution presque nulle pour les paramètres toxiques prioritaires, à savoir l'effluent du condensat et l'effluent municipal (R13 et R12). Par conséquent, un facteur de dilution a pu être introduit.

Les concentrations mesurées dans le mélange R5 de 2,58 mg/L (2582 µg/L) et 1,61 mg/L (1605 µg/L) sont néanmoins toujours nettement au-dessus du critère de toxicité létale aiguë de 0,3 mg/L, et de celui de la toxicité chronique de 0,007 mg/L. Ces concentrations permettent de supposer que l'affluent du traitement pilote avait des caractéristiques de toxicité très élevées.

#### Composés phénoliques

En ce qui concerne les composés phénoliques, des concentrations en phénol de 80 µg/L à la pulperie et de 10 µg/L au condensat ont été observées. Pour toutes les substances à caractère phénolique (méthode 4AAP), ce sont des concentrations de 9,3 mg/L à la pulperie, de 0,1 mg/L à la papeterie et de 7,1 mg/L au condensat qui furent mesurées.

Paramètres (µg/L)	MENVIQ - DAI 88-05-08				Teknika 89-08-08	Teknika 89-12-06
	R11	R10	R9	R13	R5	R5
• <b>Acides résiniques</b>	9917	5019	717,2	-	2582	1605
Sandaricopimarique	600	56	9,4	-	40	58
Isopimarique	2075	161	15,2	-	191	40
Pimarique	-	-	-	-	45	57
Palustrique	658	271	31,6	-	116	90
Lévopimarique	N.D.	N.D.	N.D.	-	< 10	< 20
Déhydroabiétique	1582	2506	457	-	950	750
Abiétique	4886	2025	204	-	1280	650
Néo-abiétique	116	N.D.	N.D.	-	< 10	< 20
Chloro-abiétique	-	-	-	-	< 20	< 10
Dichloro-abiétique	-	-	-	-	< 20	< 10
• <b>Acides gras</b>	5384	585	376,9	-	1530	334
Palmitoléique	N.D.	N.D.	N.D.	-	-	-
Palmitique	1114	67	205	-	230	< 10
Heptadécandique	91	N.D.	1,6	-	-	-
Linoléique	N.D.	314	N.D.	-	< 10	< 10
Oléique	2633	N.D.	26,5	-	460	114
Linoléique	1075	171	109	-	640	< 10
Béhénique	-	-	-	-	< 50	< 10
Launique	-	-	-	-	< 10	< 10
Myristique	-	-	-	-	< 10	< 10
Stéarique	471	33	34,8	-	200	220
Arachidique	-	-	-	-	< 10	< 10
9-10 Dichlorostérique	-	-	-	-	< 50	< 10
• <b>Autres</b>						
Toluène	-	-	-	-	-	11,1
Styrène	-	-	-	-	-	0,4
2,4 Diméthylphénol	3	N.D.	-	18	-	-
2,4,6 - Trichlorophénol	N.D.	0,004	-	-	-	-
Pentachlorophénol	0,001	N.D.	-	0,01	-	-
Phénol (Nmg/L)	80	4	-	10	-	26

#### Légende

N.D.: Non détectable

R11: Effluent de la pulperie

R10: Effluent de la papeterie

R9: Effluent de la cartonnerie

R13: Effluent du condensat

R5: Effluent composite de tous les effluents et des eaux brutes d'East Angus

**TABLEAU 4.10** Substances toxiques prioritaires (Concentration µg/L)

Les concentrations d'acides résiniques, d'acides gras et de composés phénoliques trouvées sur le mélange des effluents de l'industrie sont supérieures aux critères de toxicité pour la vie aquatique. Autant l'étude de caractérisation du MENVIQ-DAI que les analyses du consultant ont permis de le démontrer.

Les données associées aux substances prioritaires dosées antérieurement dans les eaux usées de cette usine sont présentées au tableau 4.10.

#### 4.4.2 Les eaux usées de la pulperie

L'effluent de la pulperie compte pour plus de la moitié des eaux à traiter. Cet effluent contient la charge polluante provenant des points suivants du procédé Kraft:

- . lavage de la pâte (piles laveuses);
- . tamisage;
- . cycle de récupération de la liqueur.

Au cours des essais pilotes, les effluents de la pulperie ont été soumis à une vérification des paramètres suivants: pH, température, conductivité, consistance, couleur, etc. Ces paramètres ont été mesurés pour chaque préparation d'alimentation à l'unité pilote.

En plus des caractéristiques de pH, de conductivité, de DCO et de DBO élevées, on a remarqué par ailleurs que l'effluent de la pulperie pouvait, de façon intermittente, atteindre des températures très élevées. Cascades possède actuellement un enregistreur en continu sur l'effluent de la pulperie. L'appareil enregistre le pH et la température. L'examen de l'enregistrement pour le mois de juillet, période la plus chaude de l'année, a permis d'établir à 50 °C la température moyenne de cet effluent. Cette température oscillait alors entre 40 et 60 °C sur une période d'une heure. Un

relevé effectué au mois d'août, avec enregistreur en continu pendant 24 heures, a permis d'établir une nouvelle température moyenne de cet effluent à  $T = 45\text{ }^{\circ}\text{C}$ , avec des pointes pouvant atteindre  $60\text{ }^{\circ}\text{C}$  (référence: projet supplémentaire n° 17).

Règle générale, les échantillonnages à conductivités très élevées ( $>1500\text{ }\mu\text{mho/cm}$ ) pouvaient être associés à des pH à la hausse de l'ordre de 10,9 et parfois même supérieurs à ces valeurs. Pour chacun de ces cas où des pointes de pH et de conductivité se sont produites, il a été possible de les associer à des déversements accidentels dans l'effluent ou à tout le moins à une qualité anormale de celui-ci.

Cette caractéristique est très intéressante, car les paramètres pH et conductivité offrent le potentiel d'être couplés pour constituer un critère de contrôle de la qualité de l'effluent de la pulperie.

#### 4.4.3 Les eaux usées de condensat

Il est à remarquer que le réservoir d'arrivée des condensats contaminés est rendu étanche à cause de la présence en concentration importante de gaz non condensables, parmi lesquels on note des substances organiques comme les terpènes de même que des composés sulfureux nauséabonds connus sous le nom de composés de soufre réduit totaux (SRT). Du caisson étanche ils sont acheminés à la chaudière de combustion où ils sont éliminés.

Cependant, comme ils sont en contact avec le milieu liquide des vapeurs condensées à pression atmosphérique et que ces constituants possèdent une certaine solubilité, une petite quantité de ces gaz peut être entraînée avec l'effluent des condensats. Des problèmes de corrosion, plus particulièrement sur le béton, devront être évalués dans le cas d'installation pleine grandeur.

En plus des composés organiques, les condensats sont parfois contaminés par de la liqueur noire entraînée par débordement dans la culasse à vapeur des évaporateurs.

Dans le cadre des essais pilotes, les effluents de condensat ont fait l'objet de contrôles pour les paramètres suivants: pH, température ( $^{\circ}\text{C}$ ), conductivité ( $\mu\text{mho/cm}$ ), couleur, turbidité et odeur.

A partir de ces observations réalisées pour tous les échantillonnages destinés à l'alimentation de l'usine pilote, le profil de l'effluent normal pour les eaux de condensat a pu être établi. Les caractéristiques de cet effluent ont été les suivantes:

- a)  $6,0 < \text{pH} < 6,8$
- b)  $T^{\circ}\text{C} = 42,0$
- c) conductivité:  $150 \mu\text{mho/cm}$

Comme pour la conductivité, le pH et la température ont montré très peu de variabilité durant les essais.

#### 4.4.4 Les eaux usées de la papeterie

Les principales sources de  $\text{DBO}_5$  retrouvées dans les effluents de la papeterie proviennent des matières organiques dissoutes et résiduelles de la pâte, de même que les matières associées au couchage de la feuille de papier. Les matières issues du couchage qui contribuent à la charge proviennent des composés tels que les amidons, le latex ainsi que d'autres matières organiques.

Dans le cadre des essais pilotes, les effluents de la papeterie était soumis à une vérification du pH, de la température, de la conductivité, de la consistance et finalement de la couleur.

A partir de ces observations réalisées pour tous les échantillonnages destinés à l'alimentation de l'usine pilote, les caractéristiques normales d'alimentation de cet effluent ont pu être établies:

- a)  $6,0 < \text{pH} < 7,0$
- b)  $T^{\circ}\text{C} - 42^{\circ}\text{C}$
- c) conductivité:  $1400 \mu\text{mho/cm}$

Il s'est avéré très intéressant au cours des essais de constater que la conductivité, le pH et la consistance visuelle de l'effluent constituaient des façons simples et efficaces de faire le contrôle des eaux de la papeterie. Il a été possible d'établir que la plage de conductivité normale de cet effluent se situe entre 1000 et  $1800 \mu\text{mho/cm}$ , tandis que le pH est de 6,5.

#### 4.4.5 Les eaux usées de la cartonnerie

Tout comme la papeterie, les principales sources de  $\text{DBO}_5$  proviennent de matières organiques dissoutes et résiduelles. La différence dans ce cas, c'est que celles-ci sont mises en solution lors de la mise en pâte des rebuts de papier. Les matières de couchage et de charges résiduelles dans le papier recyclé utilisé, en plus de celles utilisées pour la finition de la feuille de carton, peuvent éventuellement se retrouver à l'effluent de la cartonnerie.

Le tableau 4.11 présente les caractéristiques moyennes obtenues sur l'effluent de la cartonnerie pour toute la durée de l'étude de traitabilité pour les paramètres pH, conductivité et MES.

Les fortes concentrations en MES observées au cours des mois de juillet et août sont associées à des problèmes dans le fonctionnement du décanteur de la cartonnerie.

	pH	Conductivité ( $\mu\text{moh/cm}$ )	MES (mg/L)
Mai	8,35	816,7	519,7
Juin	7,63	927,8	1 429,2
Juillet	7,46	870,6	666,0
Août	7,22	538,9	609,7
Septembre	7,17	763,2	1 002,9
Octobre	7,20	733,3	662,2
Novembre	6,24	1 142,1	999,2
Moyenne	7,32	827,5	841,3

**TABLEAU 4.11** Caractéristiques moyennes de l'effluent de la cartonnerie en 1989

Lors des essais pilotes, les paramètres pH, température, conductivité, consistance et couleur ont été analysés sur chacune des préparations d'alimentation.

#### L'effluent de désencrage Cascades (Breakeyville)

Au cours de la phase 3 des essais, l'effluent provenant de la cartonnerie a été remplacé complètement par un effluent provenant de l'usine Désencrage Cascades de Breakeyville. Un échantillonnage effectué de façon hebdomadaire servait à l'alimentation de l'usine pilote pour une semaine complète.

Date		Concentration (mg/L)												
Échantillonnage	Analysé le:	DBO <sub>5</sub>	DBO <sub>total</sub>	DCO	DCO <sub>total</sub>	MES	MVS	NTK	NH <sub>3</sub>	P <sub>total</sub>	Al	Cu	Fe	Zn
89.10.26 (Effluent brut)	89.10.26	900	680	2460	1220	907	381	< 10	0,94	0,16	-	-	-	-
89.11.08 (Effluent décanté)	89.11.09	1010	990	2010	1880	80	43	12	1,1	0,47	-	-	-	-
	89.11.--	1200	1200	2080	1810	72	34	-	-	-	-	-	-	-
89.11.14 (Effluent décanté)	89.11.15	1200	1200	1740	1540	70	31	-	-	-	-	-	-	-
	89.11.16	1600	1400	1920	1800	65	28	-	-	-	-	-	-	-
	89.11.17	1600	1100*	1960	1800	59	26	-	-	-	-	-	-	-
	89.11.21	1100*	1000*	2000	2000	52	23	-	-	-	-	-	-	-
89.11.22 (Effluent décanté)	89.11.23	1300	1200	2710	2640	78	32	-	-	-	-	-	-	-
89.12.04 (Effluent décanté)	89.12.05	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6,00	0,045	1,11	0,109
	89.12.08	1000	900	1710	1380	114	54	-	-	-	-	-	-	-
Moyenne		1091	1015	2160	1777	-	-	-	-	-	-	-	-	-

\* Ces échantillons ont été soumis à une congélation.

**TABLEAU 4.12 Effluents échantillonnés à l'usine de désencrage Cascades (Breakeyville)**



Des mesures sommaires de caractérisation ont été réalisées sur tous les échantillons prélevés à Breakeyville. Le tableau 4.12 présente l'essentiel des caractéristiques associées aux prélèvements effectués à l'usine Désencrage Cascades de Breakeyville.

Lors du premier prélèvement, l'échantillon brut de l'usine de désencrage a été prélevé. Cependant, tous les échantillons successifs ont été prélevés à la sortie du décanteur primaire. A partir du deuxième échantillonnage, un suivi de ce dernier a été fait, afin de quantifier sa dégradation dans le temps.

Les échantillons, lors de leur conservation, ont été soumis à des températures allant de 0 à 10 °C, c'est-à-dire aux températures extérieures pour les mois de novembre et décembre. Ce sont ces basses températures qui peuvent expliquer la bonne conservation des échantillons sur une période d'une semaine.

L'effluent échantillonné à Breakeyville avait des caractéristiques de  $\text{DBO}_5$  et de DCO supérieures à celles de l'alimentation de la cartonnerie qui ont été utilisées au cours des phases 1 et 2.

Le graphique de la figure 4.2 présente la mesure de la conductivité de l'effluent de la cartonnerie et de Breakeyville effectuée sur tous les échantillonnages qui furent destinés à l'alimentation de l'usine pilote.

Même si la mesure de la conductivité n'est pas directement proportionnelle à la mesure de la DCO, elle constitue néanmoins une valeur guide, d'ordre de grandeur. Il est donc possible de conclure que la DCO associée à l'effluent cartonnerie/désencrage (R9) s'est maintenue à un niveau beaucoup plus élevé durant la phase 3 qu'au cours des deux phases précédentes.

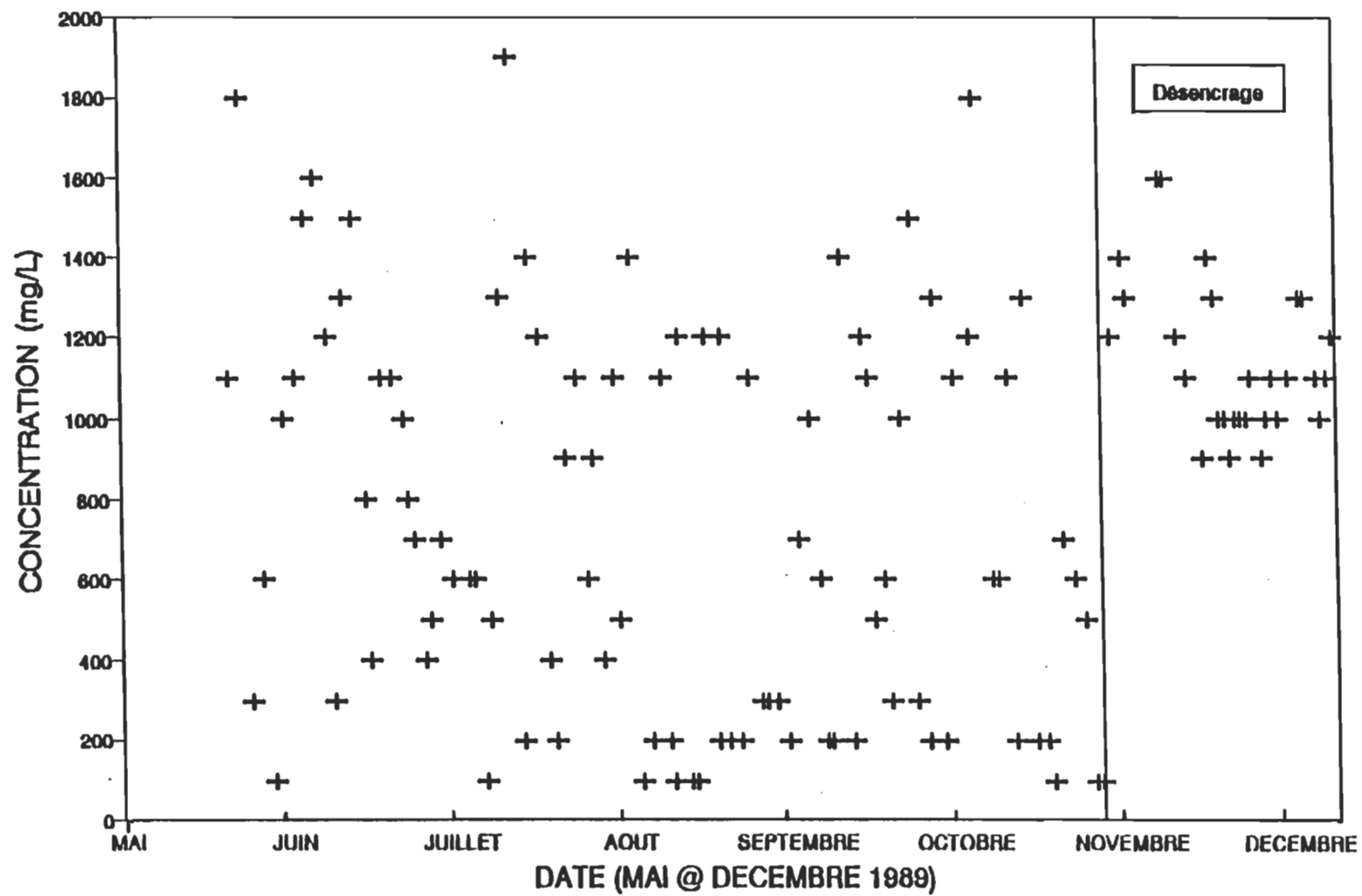


FIGURE 4.2: Évolution de la conductivité sur l'effluent de la cartonnerie

#### 4.4.6 Les eaux usées municipales

Le tableau suivant présente les caractéristiques mesurées sur les eaux brutes au cours des essais pilotes.

Paramètres	Valeur moyenne
• Coliformes fécaux (x 10 <sup>6</sup> UFC/100 ml)	65
• DBO <sub>5</sub>	100 mg/L
• DCO	293 mg/L
• MES	102 mg/L
• pH	7,4
• T	18 °C
• Conductivité (μ moh/cm)	200

**TABLEAU 4.13**      **Caractéristiques de l'effluent municipal**

La même approche que pour les quatre sources d'effluents industriels a été respectée pour le contrôle de l'effluent municipal, c'est-à-dire des mesures de pH, température, conductivité et de couleur (turbidité). Comme prévu, la qualité de l'effluent municipal s'est révélée très constante pour ces paramètres.

Pour des raisons de commodité, il fut décidé que l'effluent municipal localisé à proximité de la pulperie, constituerait la source première d'effluents municipaux.

Initialement et en vertu du fort taux d'infiltration observé dans les égouts de la ville d'East Angus, il fut décidé de prévoir une deuxième source d'effluents municipaux. La principale crainte était que pour les journées de fortes précipitations, l'infiltration aurait pour effet de diluer de façon anormale l'effluent.

La pratique aura finalement démontré le contraire. Pour toute la durée des essais, l'effet craint n'a été observé qu'à quelques reprises. Lors de ces échantillonnages, le simple fait de retarder le prélèvement a constitué une mesure suffisante pour parer au phénomène. Par ailleurs, étant donné que l'effluent municipal constituait une fraction de 10-15 % de l'affluent total alimenté à l'usine pilote, il est probable que le cas échéant, l'effet de dilution n'aura eu que très peu d'effet sur le système.

Lorsque les essais pilotes ont débuté au mois de mai 1989, le débit d'effluents total considéré pour la municipalité d'East Angus était de 4900 m<sup>3</sup>/d. Cependant, l'étude ayant mené à la détermination de ce débit avait été réalisée durant la période de nappe haute.

Comme les essais pilotes devaient s'échelonner sur la période estivale dite de nappe basse, il a été décidé de réviser à la baisse ce débit d'eaux usées municipales considéré. La détermination d'un nouveau débit d'effluents municipaux a fait l'objet d'une étude supplémentaire. Suite aux résultats de cette étude, le débit d'effluents municipaux a été fixé à 2000 m<sup>3</sup>/d.

#### 4.5 Exigences des rejets après traitement

La Direction de la qualité du milieu aquatique du ministère de l'Environnement a énoncé, en 1984, (et maintient) les exigences de rejet suivantes:

- . charge maximale tolérable de DBO<sub>5</sub> à l'effluent du traitement secondaire ne dépassant pas 1000 kg/d, soit un rendement d'environ 85 % en termes de concentration; si l'on considère un débit total de 24 400 m<sup>3</sup>/d, la concentration tolérable est de l'ordre de 40 mg/L;

- . charge maximale de matières en suspension: 1000 kg/d, soit une concentration de 40 mg/L;
- . qualité bactériologique de l'effluent: moins de 11 000 coliformes fécaux par 100 ml pendant la période estivale (mai à octobre).

Par ailleurs, le ministère de l'Environnement du Québec (DQMA) a émis certaines valeurs guides afin d'éviter la toxicité aiguë des effluents résiduels de l'usine de traitement conjoint Cascades/East Angus. Ces valeurs guides sont présentées au tableau 4.14 de la page suivante.

Le MENVIQ (DQMA) a émis également, en 1989, des objectifs environnementaux préliminaires, incluant plusieurs substances non conventionnelles. Le tableau 4.15 présente ces derniers objectifs environnementaux.

Paramètres	Concentrations (µg/L)
Chlore résiduel total	19,00
Sulfure d'hydrogène	0,10 mg/L
Ammoniac total	à venir
Nitrites	0,12 mg/L
Nitrates	200,00 mg/L
Aluminium extractible	6,49 mg/L
Chrome III	16,00
Chrome VI	1,78
Cuivre extractible	0,30 mg/L
Nickel extractible	6,28
Plomb extractible	2,90
Zinc extractible	3,78
Cyanures	22,00
Toluène	17,50 mg/L
Substances phénoliques	0,10 mg/L
Tétrachlorophénol - 2, 3, 4, 6	50,00 mg/L
Pentachlorophénol	0,69
Diméthylphénol 2, 4	2,12 mg/L
Phénol	10,20 mg/L
Naphtalène	2,30 mg/L
Nitrosamines	5,85 mg/L
Surfactants anioniques (<13C)	0,20 mg/L
Acides résiniques	0,30 mg/L
Composés de benzo-thiazole	21,00
pH (unité)	5,0 - 9,0

DQMA-SEERT 890519

**TABLEAU 4.14**

**Valeurs guides afin d'éviter une toxicité alguë des effluents résiduels de l'usine conjointe Cascades et la municipalité de East Angus**

Paramètres (liste provisoire)	Concentrations moyennes tolérables à l'effluent (µm/L <sup>(B)</sup> )	Charges moyennes tolérables à l'effluent (kg/d <sup>(B)</sup> )
Chlore résiduel total	86,0	2,1
Sulfure d'hydrogène	86,0	2,1
Aluminium extractible	4,2 mg/L	103,0
Chrome extractible	43,0	1,1
Cuivre extractible	2,0	48,8 g/d
Fer extractible	3,0 mg/L	73,6
Nickel extractible	4,0	0,1
Plomb extractible	1,0	24,4 g/d
Zinc extractible	3,7	90,0 g/d
Cyanures	15,0	3,7
Acrylamide	0,4	10,5 g/d
Styrène	0,8 mg/L	20,0
Toluène	2,2 mg/L	52,6
Huiles et graisses pétrochimiques	0,2 mg/L	52,6
Substances phénoliques	22,0 mg/L	0,5
Naphtalène	1,3 mg/L	30,5
Surfactants anioniques (>13 C)	862,0	21,0
Formaldéhyde	1 560,0	13,7
Acides résiniques	144,0	3,5
Composés de benzo-thiazole	39,0	0,9
Température	46,0 degré C	-
pH	5,0 - 9,0 unité	-
Toxicité aiguë	Absence	-

(A) Pour un débit de 24 400 m³/d

(B) Unité attribuée à chaque paramètre lorsqu'il n'y a aucune indication particulière

DQMA-SEEERT 890519

**TABLEAU 4.15** Objectifs environnementaux préliminaires<sup>(A)</sup> pour l'industrie Cascades et la municipalité d'East Angus

#### 4.6 Techniques expérimentales

##### Programme analytique

Le contrôle du fonctionnement, de l'opération et du rendement de l'usine pilote s'est fait par le biais de quatre types d'analyses: des analyses de paramètres de contrôle standards, des analyses de paramètres physico-chimiques ou analyses dites conventionnelles, des analyses chimiques de paramètres non conventionnels et finalement des essais de toxicité.

Les tableaux 4.16, 4.17 et 4.18 présentent l'ensemble du programme analytique utilisé pour les périodes de génération de données des phases 1, 2, 3. Tous les paramètres mesurés au cours de l'étude de traitabilité y sont présentés, de même que leurs fréquences hebdomadaires.

Le contrôle des paramètres standards (pH, T°C, conductivité) s'est fait sur une base quotidienne pour toute la durée des essais. Les analyses dites conventionnelles ont été effectuées selon deux modes de fréquence. Pour les phases d'acclimatation des systèmes de traitement, une fréquence d'analyse de deux fois/semaine (lundi et vendredi) a été jugée suffisante. Pour les phases dites de génération intensive de données, une fréquence de trois fois/semaine a été respectée.

Finalement, pour ce qui est des paramètres dits non conventionnels de même que pour les essais de toxicité, ceux-ci ont été mesurés à deux reprises au cours des phases de génération de données, c'est-à-dire aux deux semaines pour un cycle d'un mois.



PARAMÈTRES D'ANALYSES	FRÉQUENCE HEBDOMADAIRE DES ANALYSES				
	Affluent R5	Sortie 1 <sup>re</sup> bassin		Sortie 2 <sup>e</sup> bassin	
		Syst. I R1	Syst. II R3	Syst. I R6	Syst. II R7
pH	7				
Oxygène dissous	7	7	7		
Température	7	7	7		
Examen microscopique		1	1		
Taux utilisation oxygène		1	1		
Conductivité	7				
DBO <sub>5</sub> totale & soluble	3	3	3	3	3
DBO <sub>21</sub> totale & soluble	3	1	1	1	1
DCO totale & soluble	3	3	3	3	3
MES & MVES	3	3	3	3	3
Azote total Kjeldahl	3	3	3	3	3
Azote ammoniacal	3	3	3	3	3
Nitrates	3	3	3	3	3
Ortho-phosphates	3	3	3	3	3
Phosphore total	3	3	3	3	3
Alcalinité	3	3	3	3	3
Matières décantables		7	7	7	7
Matières totales				1	1
Tannins				1	1
Sulfates				1	1
Sulfures				1	1
Coliformes totaux	2	2	2	2	2
Coliformes fécaux	2	2	2	2	2
Métaux (*)				1	1
Cyanures				1	1
Huiles et graisses				1	1
Hydrocarbures				1	1
Composés phénoliques				1	1
Surfactants anioniques				1	1
Acides résiniques				1/2	1/2
Acides gras				1/2	1/2
MISA 19 (*)				1/2	1/2
MISA 20 (*)				1/2	1/2
Toluène				1/2	1/2
Styrène				1/2	1/2
<u>Toxicité</u>					
• Truite				1	1
• Tête de boule (Méné)					
• Daphnia				1	1
• Algues				1	1
• Microtox				1	1

NOTE: Métaux: Al, Ca, Cr, Cu, Fe, Ni, Pb, Zn, K, Na  
MISA 19: Naphtalène, Benzothiazole, Acrylamide  
MISA 20: 2,4 - Diméthylphénol, 2,4,6 - Trichlorophénol, Pentachlorophénol  
R1/R3: Cellules complètement mélangées  
R6/R7: Eaux traitées

**TABLEAU 4.16** Programme analytique - Phase 1

PARAMÈTRES D'ANALYSES	FRÉQUENCE HEBDOMADAIRE DES ANALYSES				
	Affluent R5	Sortie 1 <sup>er</sup> bassin		Sortie 2 <sup>e</sup> bassin	
		Syst. I R1	Syst. II R3	Syst. I R6	Syst. II R7
pH	7				
Oxygène dissous	7	7	7		
Température	7	7	7		
Examen microscopique		1	1		
Taux utilisation oxygène		1	1		
Conductivité	7				
DBO <sub>5</sub> totale & soluble	3	3	3	3	3
DBO <sub>21</sub> totale & soluble	3	1	1	1	1
DCO totale & soluble	3	3	3	3	3
MES & MVES	3	3	3	3	3
Azote total Kjeldahl	3	3	3	3	3
Azote ammoniacal	3	3	3	3	3
Nitrates	3	3	3	3	3
Ortho-phosphates	3	3	3	3	3
Phosphore total	3	3	3	3	3
Alcalinité	3	3	3	3	3
Matières décantables		7	7	7	7
Matières totales				1	1
Tannins				1	1
Sulfates				1	1
Sulfures				1	1
Coliformes totaux	2	2	2	2	2
Coliformes fécaux	2	2	2	2	2
Métaux (*)				1	1
Cyanures				1	1
Huiles et graisses				1	1
Hydrocarbures				1	1
Composés phénoliques				1	1
Surfactants anioniques				1	1
Acides résiniques				1/2	1/2
Acides gras				1/2	1/2
MISA 19 (*)				1/2	1/2
MISA 20 (*)				1/2	1/2
Toluène				1/2	1/2
Styrène				1/2	1/2
<u>Toxicité</u>					
• Truite				1	1
• Tête de boule (Méné)					
• Daphnia				1	1
• Algues				1	1
• Microtox				1	1

NOTE: Métaux: Al, Ca, Cr, Cu, Fe, Ni, Pb, Zn, K, Na  
MISA 19: Naphtalène, Benzothiazole, Acrylamide  
MISA 20: 2,4 - Dimethylphénol, 2,4,6 - Thichlorophénol, Pentachlorophénoi  
R1/R3: Cellules complètement mélangées  
R6/R7: Eaux traitées

**TABLEAU 4.17** Programme analytique - Phase 2

PARAMÈTRES D'ANALYSES	FRÉQUENCE HEBDOMADAIRE DES ANALYSES				
	Affluent R5	Sortie 1 <sup>re</sup> bassin		Sortie 2 <sup>e</sup> bassin	
		Syst. I R1	Syst. II R3	Syst. I R6	Syst. II R7
pH	7				
Oxygène dissous	7	7			
Température	7	7			
Examen microscopique		1			
Taux utilisation oxygène		1			
Conductivité	7				
DBO <sub>5</sub> totale & soluble	3	3		3	
DBO <sub>21</sub> totale & soluble	3	1		1	
DCO totale & soluble	3	3		3	
MES & MVES	3	3		3	
Azote total Kjeldahl	3	3		3	
Azote ammoniacal	3	3		3	
Nitrates	3	3		3	
Ortho-phosphates	3	3		3	
Phosphore total	3	3		3	
Alcalinité	3	3		3	
Matières décantables		7		3	
Matières totales				3	
Tannins				3	
Sulfates				3	
Sulfures				3	
Coliformes totaux					
Coliformes fécaux					
Métaux (*)				3	
Cyanures				3	
Huiles et graisses				3	
Hydrocarbures				3	
Composés phénoliques				3	
Surfactants anioniques				3	
Acides résiniques				3	
Acides gras				3	
MISA 19 (*)				3	
MISA 20 (*)				3	
Toluène				3	
Styrène				3	
<u>Toxicité</u>					
• Truite				3	
• Tête de boule (Méné)				3	
• Daphnia				3	
• Algues				3	
• Microtox				3	

NOTE: Métaux: Al, Ca, Cr, Cu, Fe, Ni, Pb, Zn, K, Na  
MISA 19: Naphtalène, Benzothiazole, Acrylamide  
MISA 20: 2,4 - Diméthylphénol, 2,4,6 - Trichlorophénol, Pentachlorophénol  
R1/R3: Cellules complètement mélangées  
R6/R7: Eaux traitées

**TABLEAU 4.18** Programme analytique - Phase 3

Au cours de la phase 3 des essais et suite à une recommandation de la Direction de la qualité du milieu aquatique du MENVIQ, la fréquence des analyses des paramètres non conventionnels a été augmentée à trois fois par semaine.

#### Ensemencement du système pilote

Pour favoriser le développement de bactéries épuratrices adapté à l'effluent le plus rapidement possible, un soin particulier a été porté au choix de la souche d'ensemencement.

Des boues activées provenant de l'usine de la ville de Magog ont été choisies. Cet ensemencement présentait l'avantage d'offrir une excellente densité et diversité de micro-organismes. Ces boues furent prélevées à l'usine de Magog le 18 mai 1989, etensemencées à l'usine pilote d'East Angus le jour même.

Le tableau suivant illustre les caractéristiques associées à ces boues prélevées:

Caractéristiques	Boues de Magog (89-05-18)
1. Analyse microscopique	
• flagellés	...
• ciliés libres	....
• vorticelles	...
2. MES	3450 mg/L
3. MVSS (62%)	2130 mg/L

• Peu	... Beaucoup
.. Assez	.... Extrêmement

**TABLEAU 4.19**

**Caractéristiques des boues  
d'ensemencement**

Les quantités de boues d'ensemencement ont été calculées en estimant la biomasse escomptée à l'état d'équilibre pour les deux systèmes de traitement. Pour chacun des réacteurs, le volume désiré à l'équilibre a été complété par une quantité d'appoint d'eau potable.

Pour favoriser le démarrage des deux systèmes biologiques, l'alimentation de ceux-ci était constituée à 50 % d'eaux usées municipales, tandis que la différence provenait des sources d'effluents industriels. Cette mesure a été prise uniquement au cours de la première semaine des essais.

#### Ajout d'éléments nutritifs

La carence importante d'éléments nutritifs dans les eaux alimentées à un traitement biologique peut réduire de façon non négligeable la dégradation de la pollution par la biomasse. Afin de vérifier cette hypothèse, l'un des deux systèmes de traitement a bénéficié d'un ajout d'éléments nutritifs.

Ainsi, la proportion de  $\text{DBO}_5/\text{N}/\text{P}$  de 100/5/1 a pu être maintenue par l'ajout de chlorure d'ammonium ( $\text{NH}_4\text{Cl}$ ) ainsi que de phosphate de sodium ( $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ).

Le calcul de la quantité nécessaire d'éléments nutritifs a été fait à partir de l'hypothèse que la charge en  $\text{DBO}_5$  à l'affluent était de l'ordre de 250 mg/L. Ce qui, tout compte fait, s'est révélé une assumption très réaliste, la valeur moyenne obtenue pour la  $\text{DBO}_5$  de l'alimentation R5 ayant été de 230 mg/L.

#### Pertes par évaporation

A l'échelle pilote et pour des volumes relativement petits ( $< 1 \text{ m}^3$ ), l'effet d'évaporation peut être suffisamment important

pour qu'il faille en tenir compte. Ce phénomène peut s'avérer très important pour les cellules complètement mélangées.

Ces pertes ont été évaluées par une étude de l'évaporation sur une cellule complètement mélangée en eau claire. Ainsi, pour le système I possédant un temps de rétention de dix jours, une perte maximale de 4,6 % par semaine a été estimée pour toute la chaîne de traitement. Pour le système II, la même approche a permis d'obtenir 2,29 % par semaine. L'erreur étant minime, il fut décidé de négliger cet effet d'évaporation et son erreur associée sur les calculs de concentration.

#### 4.6.1 Préparation de la composition d'alimentation

L'alimentation de l'usine pilote était constituée d'un mélange composite de quatre sources d'effluents provenant de l'usine Cascades, ainsi que de l'effluent d'eaux usées domestiques provenant de la municipalité d'East Angus. Pour fins de compréhension, voici la notation qui a été utilisée dans le cadre des essais pilotes:

- R9 : effluents de la cartonnerie
- R10 : effluents de la papeterie
- R11 : effluents de la pulperie
- R12 : effluents municipaux
- R13 : effluents de condensat

Pour des raisons de localisation des rejets et d'accessibilité de ceux-ci, il fut décidé de faire un échantillonnage en continu sur l'effluent de la pulperie et un échantillonnage instantané pour les quatre autres sites de prélèvement. Ce choix fut justifié par le fait que l'effluent de la pulperie compte pour plus de 50 % du débit total d'effluents à traiter.

L'effluent de la pulperie était échantillonné en continu sur une période de 24 heures en utilisant une pompe péristaltique. Les effluents de la cartonnerie, des condensats, de la papeterie et de la municipalité, quant à eux, étaient échantillonnés par une pompe portative à essence.

La fréquence de préparation du mélange d'alimentation à l'unité pilote était de quatre fois par semaine; trois préparations d'alimentation pour une durée de deux jours et une préparation pour une durée d'un jour. Le volume nécessaire à l'alimentation (R5) suffisante des deux systèmes a été fixé à 900 L pour une préparation de deux jours et à 450 L pour une préparation d'un jour.

La méthode utilisée pour constituer le mélange de chaque source d'effluents faisait intervenir les débits quotidiens mesurés par la compagnie Cascades et produits dans les rapports quotidiens et mensuels sur la qualité des effluents.

La compilation des débits des effluents a été effectuée à partir des mesures quotidiennes, pondérée sur une base hebdomadaire. A partir de cette compilation, il a été possible d'évaluer le ratio correspondant à chacune des sources d'effluents, de semaine en semaine, pour toute la durée des essais. La composition d'alimentation était faite à partir des ratios pondérés pour la semaine précédente.

Pour l'ensemble des essais, les ratios moyens ont été les suivants:

R9 - Cartonnerie	:	5 %
R10 - Papeterie	:	20 %
R11 - Pulperie	:	50 %
R12 - Municipalité	:	15 %
R13 - Condensat	:	10 %

### Contrôle de l'affluent à l'usine pilote (R5)

La préparation de l'affluent de l'usine pilote était réalisée à partir d'un mélange composite des cinq sources d'effluents. Dans la mesure du possible, les effluents de l'industrie ont été alimentés tels quels pour soumettre le traitement pilote à des conditions les plus réelles possibles.

Cependant, afin d'éviter de soumettre les systèmes biologiques à des conditions d'opération extrêmes, un contrôle sur chacune des sources d'affluent était nécessaire en plus d'un contrôle global une fois ces affluents mélangés. Ce second contrôle visait à tenir compte de l'effet de dilution inhérent au mélange des sources d'échantillons.

Une fois la préparation du mélange d'alimentation complétée, l'opérateur de l'usine pilote avait pour tâche de procéder à la mesure du pH, de la température, de la conductivité du mélange et finalement de sa DCO.

Le critère principal de contrôle de la qualité de l'affluent était la DCO. Pour chaque préparation d'alimentation, cette mesure a été faite. Le seuil limite pour la DCO pouvant être alimentée au système pilote a été fixé à 1200 mg/L. Dans les cas qui le nécessitaient, la dilution a été effectuée avec de l'eau potable.

L'expérience aidant, il fut constaté que dans la plupart des cas où un dépassement de la DCO était observé sur le mélange R5, un effluent anormalement élevé à la pulperie (R11) était en cause. De plus, cette hausse était toujours détectée par un pH et une conductivité bien au-delà de la normale. Il a donc été décidé d'effectuer la dilution directement sur l'effluent de la pulperie.

Cette mesure permettait de faire une dilution localisée au lieu



d'une dilution globale. Par conséquent, les autres effluents conservaient leurs caractéristiques normales dans le mélange global.

De façon générale, la dilution du mélange n'était pas fréquente. La plupart des effluents préparés ont pu être alimentés tels quels, moyennant une neutralisation du mélange.

#### Neutralisation de l'affluent R5

Pour l'ensemble des essais, le pH moyen résultant du mélange de tous les effluents s'est maintenu aux environs de 10,5. Pour chaque préparation d'alimentation, il s'est avéré nécessaire de procéder à une neutralisation.

Au cours de cette procédure, un échantillon d'un litre du mélange était prélevé, pour effectuer une titration de celui-ci. A partir de cette titration, la quantité nécessaire d'acide sulfurique concentré ( $H_2SO_4$ ) était ajoutée au mélange.

Une fois l'acide ajouté, un agitateur permettait d'homogénéiser le mélange composite pendant environ 1 heure. Le mélange n'était alimenté aux deux systèmes de traitement qu'à partir du moment où le pH s'était stabilisé dans la plage de  $6,5 < pH < 7,5$ .

A cause du pH extrêmement basique de la pulperie, une neutralisation constante de l'affluent alimenté à l'usine réelle lors de sa conception doit être prévue. Le potentiel acide des quatre autres sources d'effluents n'est pas assez important pour affecter de façon notable et à la baisse le pH du mélange composite.

#### 4.6.2 Opérations quotidiennes

Afin d'assurer le bon fonctionnement de l'usine pilote pour toute la durée des essais, un certain nombre d'opérations et d'analyses conventionnelles devaient être faites sur place. Voici la description de ces opérations.

##### a) Opération de l'usine pilote

###### 1° Préparation de l'alimentation

Quatre fois par semaine un échantillonnage des quatre sources d'effluents industriels et de la source d'effluents municipaux était réalisé (trois de 48 heures et un de 24 heures).

###### 2° Echantillonnage de l'effluent de la pulperie (R11)

24 heures avant l'échantillonnage débutait le prélèvement en continu de l'effluent de la pulperie afin d'accumuler une portion représentative pour une journée complète.

###### 3° Purge des conduites interconnectrices des deux systèmes

Dû à l'effet d'échelle et en raison du faible débit traversier pour les deux systèmes de traitement, des conduites interconnectrices de forts diamètres ( $\phi = 1/2$  po) ont dû être installées. Ce choix avait pour but d'empêcher le blocage de la conduite par des flocons de solides trop gros. Ce faisant, la vitesse ascensionnelle était réduite au profit de la vitesse de décantation dans la conduite. Pour amoindrir cet effet, la purge des conduites interconnectrices a été effectuée au moins une fois à tous les jours.

#### 4° Mesures de débits

Toutes les pompes de même que les débits d'air de l'usine pilote étaient ajustés et vérifiés sur une base quotidienne.

#### 5° Calibration des appareils de mesure

Tous les appareils de mesure utilisés au cours des essais étaient ajustés sur une base quotidienne (pH-mètre, oxy-mètre, etc.).

#### 6° Echantillonnage pour fins d'analyses

De trois à quatre fois par semaine, des échantillons étaient prélevés sur chacune des cellules de l'unité pilote, afin de procéder sur ces eaux à l'analyse des paramètres conventionnels. Toutes ces analyses ont été effectuées par le laboratoire accrédité des Consultants VFG inc.

L'affluent (R5) et les deux effluents (R6, R7) ont fait l'objet d'analyses plus poussées. A une fréquence d'une à trois fois/semaine selon la phase des essais, des échantillons ont été prélevés pour l'analyse des substances organiques non conventionnelles en plus d'analyses de toxicité. Pour ces dernières analyses, les services des Consultants Beak ltée ont été retenus.

#### 7° Mesure de volumes d'eau traitée accumulée

Tous les jours, le volume d'eau traitée a été mesuré. C'est sur la base de cette mesure pour les deux systèmes qu'a pu être évalué le débit quotidien pour ceux-ci.

b) Analyses effectuées à l'usine pilote

1° Oxygène dissous et température

Ces deux mesures ont été réalisées quotidiennement sur tous les réacteurs des deux chaînes de traitement.

2° Mesure de pH

Le pH servait de paramètre de contrôle des sources d'affluent et du mélange composite.

3° Mesure de la DCO

Une mesure de DCO a été effectuée quotidiennement sur les volumes accumulés d'effluents (R6 et R7), de même que sur l'affluent alimenté (R5). A tous les deux jours environ, un contrôle similaire des deux réacteurs bien mélangés a été fait.

4° MES

Un suivi des matières en suspension quotidien sur les deux effluents a été fait.

5° Conductivité

Tous les affluents alimentés à l'usine pilote ont été analysés pour le paramètre conductivité.

6° Taux d'utilisation d'oxygène (T.U.O)

Une fois par semaine, une mesure du taux d'utilisation d'oxygène par la biomasse de chacun des réacteurs a été

effectuée.

#### 7° Examen microscopique

Des analyses microscopiques des boues de chacun des réacteurs ont été faites sur une base quotidienne. Ces analyses visaient surtout à identifier les micro-organismes (protozoaires, métazoaires, bactéries filamenteuses, etc.) présents dans chacune des phases expérimentales.

#### 8° Matières décantables

Cette mesure a été effectuée de façon quotidienne sur les deux réacteurs bien mélangés R1 et R3, de même que sur les deux effluents R6 et R7.

#### c) Modes d'échantillonnage

Afin de procéder au contrôle quotidien et hebdomadaire de toutes les cellules du traitement pilote, des échantillons d'environ un litre étaient prélevés instantanément à même celles-ci. Une fois la mesure complétée (pH, conductivité, température, M.D., etc.), le volume d'échantillon était réintroduit dans les réacteurs. Tous les prélèvements étaient faits de façon manuelle par l'opérateur en utilisant des contenants de plastique (becher et chaudières).

Après avoir préparé la composition d'eaux brutes nécessaire à l'alimentation de l'unité et additionné la quantité d'acide nécessaire à la neutralisation, le réservoir d'alimentation (R5) était placé sous agitation avec l'aide d'un mélangeur. Le mélange d'alimentation n'était échantillonné qu'après avoir été rendu homogène, c'est-à-dire après environ une heure.

Comme il a été mentionné précédemment, les eaux brutes étaient échantillonnées de façon instantanée à l'exception de l'effluent de la pulperie qui, lui, était échantillonné en continu pendant 24 heures, car il constituait le débit à traiter le plus important. Les eaux municipales de la papeterie, de la cartonnerie et des condensats étaient échantillonnées avec une pompe portative à essence et accumulées dans des réservoirs de plastique de 45 gallons. Pour ce qui est de l'effluent de la pulperie, l'échantillonnage était accumulé dans un réservoir d'acier. Le contenu de chacun de ces réservoirs était échantillonné individuellement avec un becher après mélange, pour fins de contrôle et d'analyses.

Pour les échantillons prélevés sur les effluents de l'unité pilote qui provenaient d'un bac d'accumulation des eaux traitées, un réservoir d'accumulation en plastique était utilisé pour le système I, tandis qu'un réservoir en fibre de verre était utilisé pour le système II. Ces derniers (R6 et R7) accumulaient les effluents traités sur une période de 24 heures. Après avoir homogénéisé ce volume d'eaux traitées (par brassage manuel), les échantillons nécessaires aux fins d'analyse étaient prélevés directement dans les réservoirs.

#### **4.6.3 Problèmes rencontrés**

Au cours de cette section sont présentées quelques difficultés rencontrées dans le cadre des essais pilotes, leurs répercussions sur ceux-ci, de même que les mesures qui furent adoptées pour leur faire face.

#### **Modifications de l'affluent (R5)**

A moins de conditions extrêmes, tous les effluents échantillonnés au cours de l'étude ont été acheminés vers les unités pilotes de

traitement.

L'approche suivante a été adoptée:

- a) Seules les eaux qui démontrent une quantité anormalement élevée en DCO ont été diluées.

L'alimentation d'un déversement accidentel d'effluent de pulperie, lors de la première période d'acclimatation, a résulté en une valeur de la DCO du mélange d'alimentation de 2900 mg/L. Cet incident a permis d'établir un plafond limite pour la DCO d'alimentation du mélange. Le temps nécessaire à la stabilisation de l'usine pilote suite à un déversement accidentel étant assez long, il devenait impossible de générer des données en acceptant des pointes importantes sans entraîner une prolongation inutile de la durée des essais.

Ce seuil de la DCO d'alimentation a été fixé à une valeur de 1200 mg/L. Cette dernière mesure a permis d'assurer un minimum de stabilité aux deux systèmes. De plus, ce seuil fixé était suffisamment élevé pour que le mélange d'alimentation soit alimenté tel quel, la plupart du temps. Pour toute la durée des essais, une dilution de l'alimentation ne s'est avérée nécessaire que dans 16 % du temps (19 préparations sur 119) et ce, pour la période s'échelonnant du 18 mai au 8 décembre 1989.

Ces pointes extrêmes observées coïncidaient (la plupart du temps) avec des périodes de fermeture ("shut down") de la pulperie. Cette opération a pour conséquence d'entraîner de fortes quantités de liqueur noire à l'égout. La liqueur noire, qui se trouve dans le procédé étant très concentrée, une faible quantité à l'égout entraîne nécessairement des pointes très élevées en DCO.

- b) Pour des concentrations anormales en MES, une prédécantation a été effectuée sur l'alimentation.

Il est arrivé à quelques reprises que les effluents provenant de la cartonnerie contiennent de très fortes concentrations en MES, c'est-à-dire de l'ordre de 220 mg/L. Ces quantités anormales de MES ont été observées durant quelques semaines. Pour minimiser l'impact de cette situation sur le traitement, une prédécantation des effluents de la cartonnerie a été faite.

Dans le cas des effluents de la cartonnerie, aucune valeur cible n'a été déterminée. La décision de procéder à une décantation ne reposait que sur le jugement arbitraire de l'opérateur de l'usine pilote. Un excès de MES à l'alimentation ne s'avère pas un phénomène aussi critique que la présence d'une forte DCO. Par contre, cette situation si elle se produit fréquemment n'est pas sans occasionner certains problèmes.

Les MES qui se retrouvent à l'effluent de la cartonnerie sont en fait des boues qui n'ont pas été interceptées au décanteur de celle-ci. Elles sont constituées principalement de fines particules: fibres et impuretés. Comme ces particules ne constituent pas une matière fortement biodégradable, il y avait donc introduction dans le système d'une forte quantité de MES dont une partie importante est volatile. Par conséquent, il était important de limiter cette portion volatile qui fausse le calcul des MVES associées à la biomasse épuratrice.

Si à l'origine l'interception des solides inertes ne visait que l'effluent de la cartonnerie, il fut finalement décidé d'y recourir pour tout le mélange des eaux brutes alimentées. C'est ainsi qu'à partir de la troisième période d'acclimation, il a été décidé de procéder à une décantation de l'affluent en tout temps, afin de réduire l'apport inutile de



MES et MVES au traitement. Cette procédure a permis de réduire de 66 % l'apport en MES dans l'alimentation.

Il est intéressant de noter que les effluents de la cartonnerie et de la papeterie ne sont que très faiblement décantables sur une base individuelle. Par contre, une fois mélangés de façon homogène au sein de l'alimentation, il en résulte un mélange qui possède une excellente décantabilité. Il est à noter, cependant, que cette mesure n'a été utilisée qu'au cours de la phase 3.

On pourra éventuellement tirer profit de cette caractéristique lors de la conception de l'installation réelle en aménageant des cellules de décantation pour réduire l'apport de MES au traitement biologique.

#### Désinfection de l'affluent R5

La recrudescence des coliformes au niveau de l'alimentation (R5) de l'unité pilote a constitué un problème sérieux lors de l'étude de traitabilité.

Même si le système par lagunage permet de réduire de façon très importante la quantité de coliformes retrouvée à l'effluent, il pourrait être insuffisant pour se conformer à la norme. Dans certains cas, une concentration élevée en coliformes à l'alimentation peut résulter en une quantité résiduelle très importante à l'effluent. Cette situation a pu être observée dans le cadre des essais à l'usine pilote. De nombreuses analyses ont été réalisées afin de cerner ce problème.

A partir de cette étude, il a été établi qu'il serait nécessaire d'envisager une désinfection, le niveau de coliformes s'avérant trop élevé tant à l'affluent qu'à l'effluent.

Suite à des discussions entre les intervenants du MENVIQ (DAU et DQMA) et le consultant, il fut décidé d'envisager l'utilisation de la toxicité intrinsèque de l'effluent de la pulperie comme agent de désinfection.

La procédure consistait à mélanger les affluents en deux étapes. Dans un premier temps, seuls l'effluent municipal et l'effluent de la pulperie étaient mis en contact afin de désinfecter l'effluent municipal. Dans un second temps, les trois autres sources d'effluents étaient ajoutées.

Il a été possible de désinfecter presque complètement l'effluent municipal à un rapport v/v correspondant au ratio d'effluent municipal/pulperie observé durant les essais lors d'une vérification en laboratoire. Par la suite, des essais réalisés directement à l'usine pilote se sont révélés très encourageants, et permettent de croire que cette méthode serait efficace à l'échelle industrielle.

#### 4.7 Techniques d'analyse

##### 4.7.1 Analyses conventionnelles

Les analyses dites conventionnelles ont été réalisées au laboratoire des Consultants VFG enr. à Montréal. Quelques analyses ont aussi été effectuées à l'usine pilote ainsi qu'au laboratoire de Cascades à East Angus par l'opérateur de l'usine pilote. Environ 10 % du volume d'analyses totales a fait l'objet d'un contrôle par un autre laboratoire accrédité

Les tableaux 4.20 a) et b) résument les méthodes d'analyses qui ont été utilisées par le laboratoire des Consultants VFG dans le cadre de l'étude.

Paramètres	Méthode d'analyse *	Notes
DBO <sub>5</sub>	N° 507	Ensemencement Polyseed ou ensemencement acclimaté (effluent du réacteur R6)
DBO <sub>21</sub>	N° 507	Ensemencement Polyseed ou ensemencement acclimaté (effluent du réacteur R6) Inhibiteur de nitrification "HACH" 0,01 mg/L
DCO	N° 508-C	
Protion soluble	Filtration sur Gelman type A/E	
Matières totales	N° 209-A	
Matières totales volatiles	N° 209-D	
Matières en suspension	N° 209-C	
Matières en suspension volatiles	n° 209-D	
Azote total Kjeldahl	N° 420-A et 417-B	
Azote ammoniacal	N° 417-A et 417-B	
Azote nitrite-nitrate	N° 418-C et 418-E	
Phosphore total	N° 424-C-111 et 424-E	
Orthophosphate	N° 424-E	

\* N° de référence de "Standard Methods for the examination of Water and Wastewater"  
16<sup>e</sup> édition

**TABLEAU 4-20a**      **Analyses des paramètres conventionnels - Méthodes  
utilisées (Consultant VFG enr.)**

Paramètres	Méthode d'analyse *	Notes
Alcalinité	N° 403	
Huiles et graisses	N° 503-C	À partir du 89-10-02
Hydrocarbures	N° 503-C et 503-E N° 503-B	À partir du 89-10-02
Coliformes fécaux	N° 909-C	
Coliformes fécaux	n° 909-A	
Métaux	Absorption atomique Four au graphite	À partir du 89-08-07
Sulfure	N° 427-C	
Cyanure	N° 412-B et 412-D	
Phénol	N° 510-A et 510-B	14 <sup>ème</sup> édition "Standard Methods"
Surfactants anioniques	N° 512-B	
Tannins	N° 513	
sulfates	N° 426-C	
Couleur vraie	N° 204-A	
Conductivité	N° 205	

\* N° de référence de "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater", 16<sup>e</sup> édition

**TABLEAU 4-20b**

**Analyses des paramètres conventionnels - Méthodes  
utilisées (Consultant VFG enr.)**

Les analyses effectuées à l'usine pilote ont été effectuées selon "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater", sauf pour la DCO qui a été effectuée à l'aide du test portatif "HACH" de mesure par colorimétrie.

#### 4.7.2 Analyses non conventionnelles

Les analyses de substances organiques en traces ont été réalisées au laboratoire des consultants Beak à Brampton, Ontario.

#### 4.7.3 Analyses de la toxicité

Les analyses de toxicité ont été réalisées au laboratoire des consultants Beak à Brampton, Ontario.

## 5 RESULTATS DES ESSAIS

L'étude a porté sur trois conditions spécifiques pour les deux systèmes de traitement par lagunage à double niveau d'aération. Elles sont les suivantes:

- . première phase: essais avec des affluents bruts à une température estivale; système I avec ajout d'éléments nutritifs, système II sans ajout d'éléments nutritifs;
- . deuxième phase: essais avec des rejets à des conditions de température hivernale sur le système I sans ajout d'éléments nutritifs; essais avec décanteur incorporé dans la cellule complètement mélangée du système II avec ajout d'éléments nutritifs.
- . troisième phase: essais avec des affluents contenant des rejets de désencrage à température estivale pour un système sans ajout d'éléments nutritifs.

Le tableau 5.1 présente la description des conditions d'opération de l'usine pilote de traitement pour les trois phases de l'étude de traitabilité.

CONDITIONS D'OPÉRATION	PHASE 1		PHASE 2		PHASE 3	
	Système I	Système II	Système I	Système II	Système I	Système II
1. AJOUT D'AZOTE ET PHOSPHORE	Non	Oui	Non	Oui	Non	-
2. TEMPS DE RÉTENTION HYDRAULIQUE						
• Cellule complètement mélangée	4,3 d	2,1 d	4,0 d	2,2 d	4,3 d	-
• Cellule partiellement mélangée	6,5 d	3,1 d	6,0 d	3,4 d	6,5 d	-
• Temps total	10,8 d	5,2 d	10,0 d	5,6 d	10,8 d	-
3. TEMPÉRATURE						
• Cellule complètement mélangée	22° C	22° C	4,4° C	19° C	19° C	-
• Cellule partiellement mélangée	22° C	22° C	11° C	19° C	19° C	-
4. AJOUT D'EFFLUENT DE DÉSENCRAGE	Non	Non	Non	Non	Oui	-

**TABLEAU 5.1 Description des conditions d'opération de l'usine pilote pour les trois phases d'essais**

Chacune des phases intensives de génération de données de même que les résultats obtenus sont présentés selon trois grandes catégories.

- a) Résultats des paramètres conventionnels  
(DBO, DCO, MES, etc.).
- b) Résultats des paramètres non conventionnels  
(métaux, acides résiniques et gras, etc.).
- c) Bioessais sur la toxicité.

Une analyse graphique ainsi que les observations associées à l'ensemble du projet sont discutées.

#### 5.1 Essais de la phase 1 de génération de données

La phase 1 des essais a couvert la période du 30 mai au 10 août 1989, incluant les périodes suivantes: ensemencement des réacteurs, acclimatation de la biomasse aux effluents de pâtes et papiers, génération de données pour les deux systèmes à l'équilibre.

Les deux unités étaient alimentées simultanément à partir d'un même réservoir d'alimentation (R5) servant à emmagasiner le mélange de l'affluent. Ce mélange, tel que décrit précédemment, était préparé en prélevant un échantillon représentatif à chacune des quatre sources d'effluents de Cascades et d'une source unique des eaux usées de la municipalité.

La qualité de l'affluent s'est révélée très variable, comme l'indique l'écart des valeurs de DCO (260 à 1100 mg/L) durant la période de génération des données.

A trois reprises, il a été nécessaire de diluer l'affluent afin d'éviter un débalancement du bioréacteur. De plus, tel que men-



tionné auparavant, il a été nécessaire de neutraliser le pH du mélange préparé pour l'alimentation durant toute la période d'opération des bioréacteurs. Le pH moyen de l'affluent ainsi alimenté a pu être maintenu à 7,2. L'examen initial du contenu en azote et phosphore a démontré la possibilité d'une certaine carence d'éléments nutritifs. L'évaluation de la contribution en azote et phosphore provenant de la municipalité a été estimée à partir des charges guides du MENVIQ:  $P_t = 2 \text{ g/pers./d}$  et  $NTK = 10 \text{ g/pers./d}$ , en tenant compte d'une population de 3700 habitants. Selon cette hypothèse et en supposant que seul l'effluent municipal contribue en azote (N) et phosphore (P), le ratio  $DBO_5/N/P$  alimenté au traitement pilote aurait été de 100/0,7/0,1. Ce ratio est inférieur au ratio théorique optimal de 100/2,5/0,5 des étangs aérés, confirmant la pertinence de vérifier l'influence de l'addition d'azote et de phosphore.

#### 5.1.1 Paramètres conventionnels

Le tableau 5.2 présente les résultats obtenus avec les deux systèmes pour les paramètres conventionnels. On y retrouve les concentrations des effluents des deux systèmes, mais aussi les valeurs moyennes mesurées aux différentes étapes des deux chaînes de traitement. Les réacteurs R1 et R3 sont les deux réacteurs bien mélangés.

Le premier pourcentage de réduction, présenté pour chaque système, correspond à la portion de pollution éliminée au sein de la cellule complètement mélangée (R1 pour le système I et R3 pour le système II). Le second pourcentage de réduction correspond à l'enlèvement obtenu dans la cellule partiellement mélangée (R2 pour le système I et R4 pour le système II). Finalement, comme les cellules R6 et R7 sont en fait les effluents traités des deux systèmes, l'enlèvement complet est donné pour le pourcentage de réduction totale.

PARAMÈTRES	AFFLUENT	EFFLUENT									
		Système I					Système II				
		R <sub>1</sub>	Réduction (%)	R <sub>6</sub>	Réduction (%)	Réduction totale (%)	R <sub>3</sub>	Réduction (%)	R <sub>7</sub>	Réduction (%)	Réduction totale (%)
DBO <sub>tot</sub> (mg/L)	166	45	72,9	14	68,9	91,6	49	70,5	31	36,7	81,3
DBO <sub>sol</sub> (mg/L)	151	12	92,1	3,3	72,5	97,8	6,4	95,8	3,7	42,2	97,6
DBO <sub>21</sub>	237	103	56,5	67	35,0	71,7	148	37,6	122	17,6	48,5
DCO <sub>tot</sub> (mg/L)	606	437	27,9	293	33,0	51,7	373	38,5	277	25,7	54,3
DCO <sub>sol</sub> (mg/L)	508	275	45,9	245	10,9	51,8	226	55,5	200	11,5	60,6
MES (mg/L)	101	133	-	50	-	51,0	118	-	82	-	30,5
MVS (mg/L)	83	144	-	41	-	50,6	101	-	68	-	33,0
NTK (mg/L)	5,9	6,1	-	4,1	-	30,5	12	-	7,8*	-	-
NH <sub>3</sub> (mg/L)	2,8	0,16	-	0,20	-	92,9	0,94	-	0,35*	-	-
P <sub>i</sub> (mg/L)	0,7	0,52	-	0,29	-	58,6	4,2	-	4,2*	-	-
O-PO <sub>4</sub> (mg/L)	< 0,10	0,06	-	0,10	-	-	3,0	-	3,3*	-	-

\* Valeurs tenant compte de l'ajout de nutriments (N&P)

R1 et R3: Réacteurs complètement mélangés

R6 et R7: Effluents traités

**TABLEAU 5.2** Résultats moyens de fonctionnement pour les paramètres conventionnels de la phase I

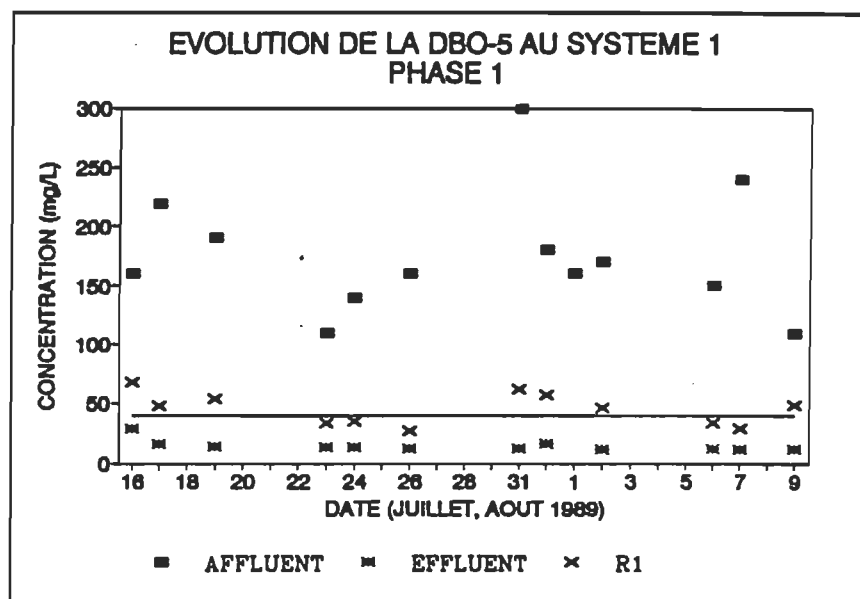
Comme l'indique le tableau 5.2, les deux systèmes ont donné de bonnes performances quant à la réduction des matières biodégradables. Néanmoins, la réduction des paramètres  $\text{DBO}_5$  totale,  $\text{DBO}_5$  soluble et  $\text{DBO}_{21}$  s'est avérée plus efficace avec le système I, à long temps de rétention (dix jours) et sans ajout d'éléments nutritifs.

Les rendements respectifs de réduction de la  $\text{DBO}_5$  ont été de 91,6 % pour le système I et de 81,3 % pour le système II. La plus grande partie de cet enlèvement s'effectue dans le premier réacteur et ce, pour les deux systèmes de traitement.

C'est l'enlèvement de  $\text{DBO}_5$  soluble qui s'avère le plus important avec une réduction totale de 97,8 % dans le système I et de 97,6 % dans le système II. L'enlèvement global de  $\text{DBO}_5$  soluble est presque équivalent pour les deux systèmes. Il est intéressant de noter que l'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  soluble est meilleur dans la cellule bien mélangée du système II, ce qui indique probablement l'importance des éléments nutritifs sur la synthèse du substrat. Par contre, c'est l'inverse qui est observé pour la cellule partiellement mélangée. De façon globale, c'est le système I qui permet un meilleur enlèvement de la DBO.

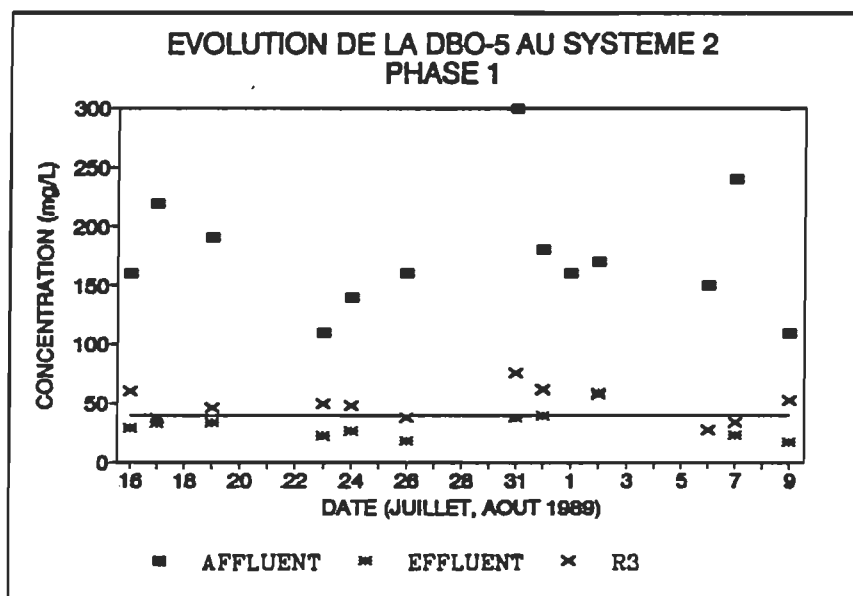
Les figures 5.1 et 5.2 présentent l'évolution de la  $\text{DBO}_5$  totale sur les deux systèmes de traitement.

Le système I s'avère particulièrement efficace à réduire la  $\text{DBO}_5$  dès le premier réacteur du système (R1). Pour toute la durée de la phase 1, l'effluent du système I s'est maintenu en deçà de l'objectif de 40 mg/L établi par le MENVIQ.



**FIGURE 5.1 DBO<sub>5</sub> au système I (Phase 1)**

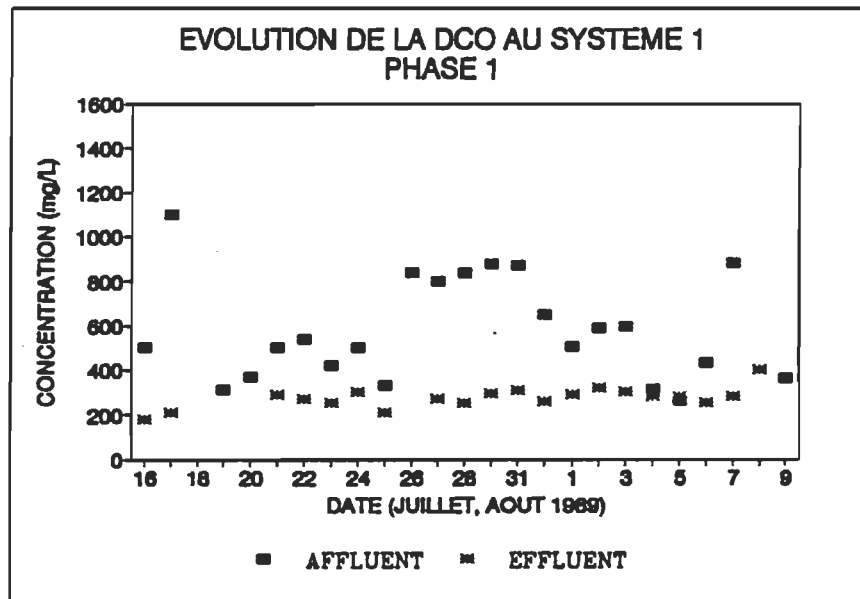
Pour ce qui est du système II présenté à la figure 5.2, l'objectif d'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> a également été respecté. Par contre, les valeurs mesurées à l'effluent semblent plus élevées que pour le système I et moins constantes dans le temps.



**FIGURE 5.2 DBO<sub>5</sub> au système II (Phase 1)**

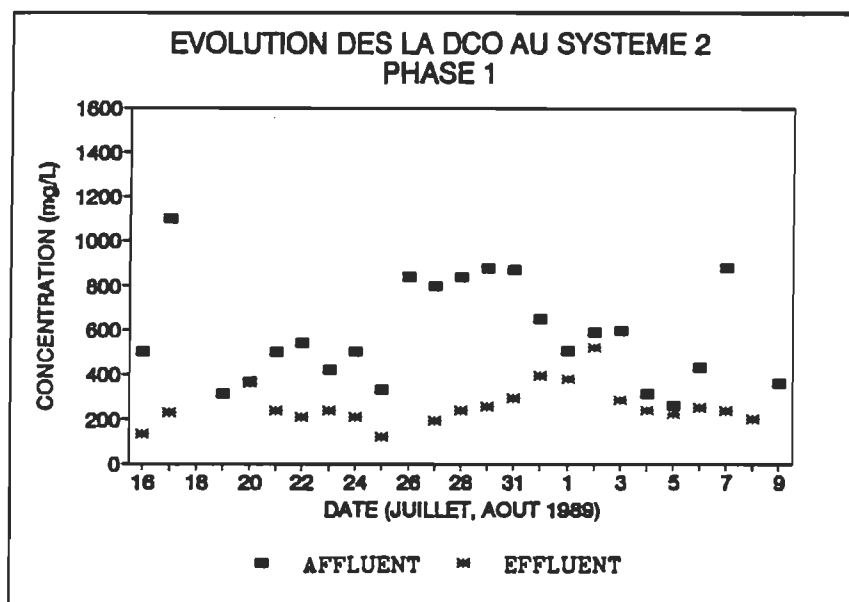
Les paramètres DCO totale et DCO soluble, présentés au tableau 5.2, révèlent que le système II a permis une réduction supérieure à celle du système I pour ces deux paramètres. Ce système à court temps de rétention (cinq jours) a permis d'enlever 54 % de la DCO totale et 61 % de la DCO soluble.

Les figures 5.3 et 5.4 illustrent l'évolution de la DCO sur le système I et le système II lors de la phase 1.



**FIGURE 5.3** DCO au système I (Phase 1)

L'analyse des graphiques de l'évolution de la DCO pour les deux systèmes démontre que malgré des perturbations et écarts importants à l'affluent, la réponse est demeurée assez stable. L'effluent du système I s'est avéré plus stable que celui du système II. Le temps de rétention supérieur (donc meilleur pouvoir tampon) du système I permet d'expliquer cette observation. Cette caractéristique constitue un avantage certain pour le système à plus long temps de rétention.



**FIGURE 5.4 DCO au système II (Phase 1)**

Dans le cadre des essais de la phase 1, il a été très difficile de respecter les objectifs visés pour les MES. Pour les deux systèmes, les concentrations moyennes mesurées ont été supérieures à 40 mg/L. Ces résultats sont toutefois consistants avec les valeurs citées dans la littérature, soit MES >50 mg/L (dont Echenfelder) [8]. Sur une base comparative, le système I a permis une réduction de l'ordre de 51 % pour un effluent final de 50 à 92 mg/L, tandis que pour le système II, celle-ci a chuté à seulement 31 %, soit une concentration de 40 à 78 mg/L.

Toujours à partir du tableau 5.2, il est possible d'évaluer sommairement la consommation en éléments nutritifs des deux systèmes lors de la phase 1.

L'analyse des paramètres azote total Kjeldahl ( $\text{NH}_3$ ), phosphore total ( $\text{P}_{\text{tot}}$ ) et orthophosphate ( $\text{O-PO}_4$ ) à l'affluent confirme que la

crainte de déficience en éléments nutritifs n'était peut-être pas fondée.

La portion azote ammoniacal ( $\text{NH}_3$ ), forme assimilable par la biomasse, a été consommée à 93 %. Pour ce qui est du phosphore et de sa forme assimilable, l'orthophosphate, il est difficile d'évaluer le taux de consommation. Les valeurs mesurées à l'affluent et à l'effluent sont très similaires. Néanmoins, comme la présence d' $\text{O-PO}_4$  a été décelée à l'effluent, on peut supposer que le système I n'était pas en carence nutritive lors de la phase 1.

Sur la base de ces résultats, il va de soi que le système II alimenté avec le même effluent de même qu'un ajout de nutriments, a maintenu ces derniers en surdose pour toute la phase 1. Les concentrations mesurées en azote ammoniacal ( $\text{NH}_3$ ) et en orthophosphate ( $\text{O-PO}_4$ ) à l'effluent (R7) du système II le confirment.

Il semble que la contribution en azote et en phosphore des eaux brutes municipale et industrielle soit suffisante pour combler les besoins du système de traitement biologique.

L'évaluation des solides présents dans les réacteurs au cours de la première phase est présentée au tableau 5.3. Il est à remarquer que le système II a une concentration en MES deux fois supérieure à celle observée dans le système I pour la cellule partiellement mélangée. Dans les deux cas, la portion volatile s'est maintenue aux environs de 80 %.

	SYSTÈME I		SYSTÈME II	
	R1	R2	R3	R4
Matières en suspension (MES)	-	47 mg/L	-	102 mg/L
Matières volatiles en suspension (MVS)	-	38 mg/L	-	84 mg/L
Matières décantables (MD)	11 mL/L	-	14 mL/L	-
Indice de volume de boues (IVB)	76 mL/g	-	104 mL/g	-

*R1 et R3: Réacteurs complètement mélangés*

*R2 et R4: Réacteurs partiellement mélangés*

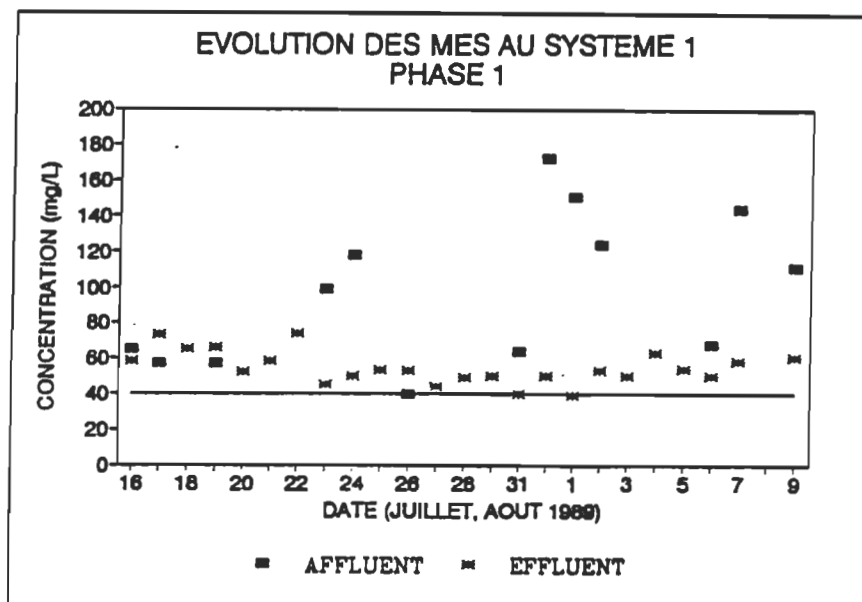
**TABLEAU 5.3** Évaluation des solides dans les deux systèmes, au cours de la phase 1

La mesure des matières en suspension dans les cellules partiellement mélangées R2 et R4 était de beaucoup supérieure dans le système II. Ceci pourrait expliquer la plus grande difficulté à respecter la norme de MES à l'effluent traité pour ce système.

Pour ce qui est de la décantabilité, le système II semble légèrement meilleur au point de vue des matières décantables. Par contre, la décantabilité est nettement meilleure pour le système I avec un indice de volume de boues inférieur.

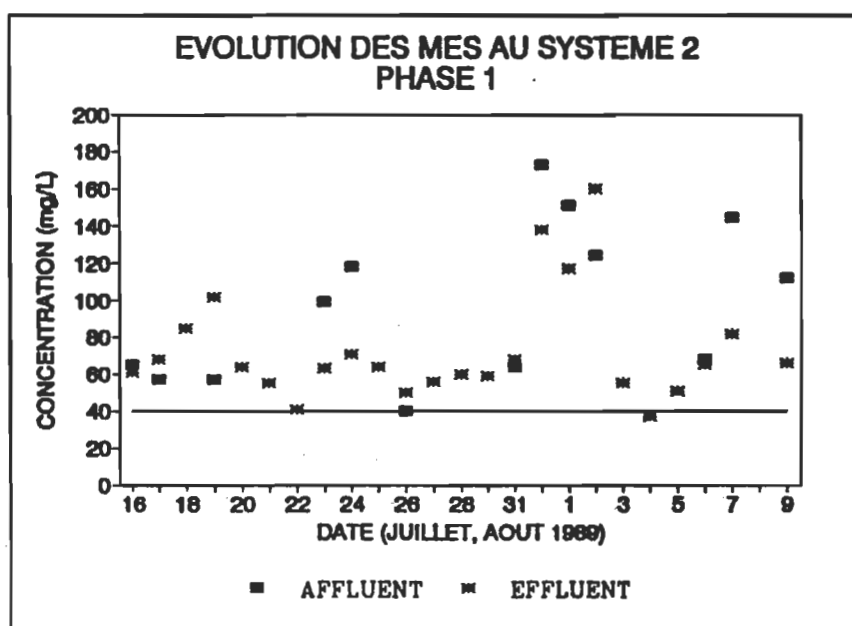
Les figures 5.5 et 5.6 illustrent l'évolution des MES des deux systèmes lors de la phase 1. Les valeurs moyennes compilées dans le tableau 5.3 ont montré que le système I permettait une meilleure réduction des matières en suspension. Les deux courbes de l'évolution des MES le confirment très bien.





**FIGURE 5.5    MES au système I (Phase 1)**

Une fois le système I à plus long temps de rétention offre beaucoup plus de stabilité sur l'effluent. Le système II semble facilement perturbable.



**FIGURE 5.6    MES au système II (Phase 1)**

Même si les deux systèmes de traitement n'ont pas permis d'abaisser le contenu des matières en suspension en bas des objectifs suggérés (40 mg/L), la Direction de l'étude du milieu aquatique, après examen du rapport préliminaire des essais (présenté le 5 octobre 1989) et du rapport final préliminaire (présenté le 12 avril 1990), considère le rendement du système I comme étant acceptable.

Lors de la conception d'un système à grande échelle, il apparaît souhaitable de prévoir une cellule de décantation à la sortie de l'étang facultatif, permettant ainsi une réduction des solides biologiques générés durant le traitement et, par conséquent, un polissage de l'effluent.

Au cours des essais, il a été très intéressant de constater que les eaux traitées dans le système à long temps de rétention (système I) avaient tendance à devenir plus foncées en cours de traitement. D'ailleurs, le simple vieillissement du mélange des eaux brutes d'alimentation produit un effet similaire. Des mesures présentées au tableau 5.4 viennent corroborer cette observation.

	AFLUENT	SYSTÈME I		SYSTÈME II		NORMES MENVIQ - DQMA
		Effluent (R6)	Réduction %	Effluent (R7)	Réduction %	
Couleur vraie	583	675	> 16 %	388	34 %	-
Coliformes fécaux (X10 <sup>6</sup> UFC / 100 mL)	75	0,54	99 %	1,81	98 %	0,011
Coliformes totaux (X10 <sup>6</sup> UFC / 100 mL)	535	3,6	99 %	11	98 %	-

**TABLEAU 5.4** Enlèvement moyen de la couleur et des coliformes lors de la phase 1

La présence de cette coloration peut s'avérer positive si un jour des étangs de polissage à faibles temps de rétention s'avéraient nécessaires. Parce qu'elle réduit la pénétration de la lumière dans les étangs, la coloration peut contribuer au contrôle de la croissance d'algues et des problèmes associés.

Le respect de la norme pour les coliformes fécaux a constitué un problème pour les deux systèmes de la phase 1. Malgré des taux de réduction de l'ordre de 98-99 % (tableau 5.4), l'objectif de 11 000 UFC/100 ml sera difficile à atteindre sans désinfection de l'effluent traité, lors de la période estivale. Par ailleurs, la coloration limitera probablement les alternatives potentielles telles que l'irradiation aux rayons UV ou même l'ozonation.

L'analyse globale de tous les résultats obtenus pour les paramètres conventionnels a fait ressortir les points suivants:

- . le système II utilisant des bioréacteurs à plus court temps de rétention se déstabilise de façon beaucoup plus importante, confirmant la fragilité du système vis-à-vis des perturbations à l'industrie, où les rejets ont des caractéristiques très variables;
- . les essais ayant été faits avec une température estivale de 20 °C, il est difficile de prévoir le comportement d'un tel système avec des affluents plus chauds, ce qui sera vraisemblablement le cas pour une installation réelle;
- . les effluents globaux des deux systèmes sont toutefois demeurés à l'intérieur de l'objectif de traitement, à l'exception des MES et des coliformes.

CONCENTRATIONS (mg/L)	SYSTÈME I (R6)	SYSTÈME II (R7)	NORMES MENVIQ (DQMA) (Valeurs guides / objectifs)
Aluminium * (Al)	1,22	1,06	0,75 / 4,2
Calcium (Ca)	38,0	36,9	N.D. / N.D.
Chrome (Cr)	< 0,05	< 0,05	0,022 / 0,043
Cuivre * (Cu)	0,067	0,079	0,0178 / 0,002
Fer * (Fe)	1,490	1,110	0,3 / 3,0
Nickel (Ni)	< 0,01	< 0,01	0,00628 / 0,004
Plomb (Pb)	0,0014	< 0,01	0,0029 / 0,001
Zinc * (Zn)	0,240	0,170	0,00378 / 0,0037
Potassium (K)	11,02	10,6	N.D. / N.D.
Sodium (Na)	181	173	N.D. / N.D.
Cyanures (CN)	< 0,020	< 0,020	0,022 / 0,015
Huiles et graisses *	9,0	5,0	N.D. / 0,2
Hydrocarbures	4,7	2,0	N.D. / N.D.
Surfactants anioniques *	1,25	0,80	0,20 / 0,862
Sulfates	367	325	N.D. / N.D.
Sulfures	< 0,06	< 0,06	N.D. / N.D.
Tannins	49,0	42,0	N.D. / N.D.
Phénols	0,017	0,008	0,0102 / 0,022

\* Paramètres dépassant les objectifs environnementaux

**TABLEAU 5.5 Concentrations moyennes en métaux et autres paramètres spécifiques à l'effluent pour la phase 1**

### 5.1.2 Paramètres non conventionnels

Les effluents des deux systèmes de traitement ont été soumis à une analyse exhaustive des métaux et de plusieurs autres paramètres pouvant causer une toxicité aiguë des effluents. Ces résultats sont présentés au tableau 5.5.

En plus des résultats, les valeurs guides pour éviter la toxicité aiguë des effluents résiduels, de même que les objectifs environnementaux préliminaires pour le traitement conjoint sont présentés. Ces valeurs ont été fournies par le MENVIQ (DQMA).

Quelques paramètres enregistrent des dépassements. Il s'agit de l'aluminium (Al), du cuivre (Cu), du fer (Fe) et du zinc (Zn) pour les métaux. Les huiles et graisses de même que les surfactants anioniques ont aussi excédé les valeurs guides et objectifs du MENVIQ. Pour tous les paramètres où des dépassements ont pu être observés, ces derniers se sont avérés plus importants dans le système I, à l'exception du cuivre (Cu).

Parmi les métaux, le zinc constitue l'élément le plus problématique. Une étude d'évaluation des concentrations présentes dans l'eau de procédé (eau de la rivière Saint-François) de même que dans les effluents de l'usine devrait être réalisée. Il serait alors possible de statuer sur l'origine des paramètres problèmes. Une étude très sommaire a été réalisée au cours des essais.

Le tableau 5.6 présente les résultats moyens d'analyses obtenues sur les effluents des deux systèmes pour les paramètres organiques contribuant à la toxicité. Pour l'ensemble des essais de la phase 1, il a été possible de respecter les objectifs environnementaux du MENVIQ.

CONCENTRATIONS (µg/L)	SYSTÈME I (R6)	SYSTÈME II (R7)	NORMES MENVIQ (DQMA) (Valeurs guides / objectifs)
Toluène	<0,24	<0,24	17 500 / 2 200
Styrène	< 0,24	< 0,24	N.D. / 800
Naphtalène	< 1,60	< 1,60	2 300 / 1 300
2,4 - Diméthylphénol	< 1,90	< 1,90	2 120 / N.D.
2,4,6 - Trichlorophénol	< 0,11	< 0,11	N.D. / N.D.
Pentachlorophénol	< 0,19	< 0,19	690 / N.D.
Phénols (GC/MS)	28,00	36,00	N.D. / N.D.
Acrlamide	< 10,00	< 10,00	N.D. / 15
Benzothiazole	1,14	0,71	N.D. / 39

**TABLEAU 5.6** Concentrations à l'effluent des paramètres contribuant à la toxicité pour la phase 1

Dans le cadre des essais de traitabilité, un suivi complet des polluants dits prioritaires pour l'industrie des pâtes et papiers a été réalisé sur les eaux traitées. Le tableau 5.7 présente ces résultats pour les acides résiniques de même que pour les acides gras.

Ce tableau décrit les valeurs moyennes mesurées à l'affluent de même que les concentrations obtenues dans les effluents des traitements et finalement les pourcentages d'enlèvement associés. A titre d'indication, les objectifs environnementaux pour les acides résiniques ont été ajoutés. Actuellement, il n'existe pas d'objectif pour les acides gras.

CONCENTRATIONS	AFFLUENT (µg/L)	SYSTÈME I		SYSTÈME II		NORMES MENVIQ-DQMA (Valeur Guide/ objectif en µg/L)
		Effluent (µg/L) (R6)	Réduction %	Effluent (µg/L) (R7)	Réduction %	
• ACIDES RÉSINIQUES						
Abiétique	1 305	< 10	99 %	< 10	99 %	-
Chlorodéhydroabiétique	< 20	< 20	-	< 20	-	-
Dichlorodéhydroabiétique	< 20	< 20	-	< 20	-	-
Déhydroabiétique	1 045	< 10	99 %	25	98 %	-
Néoabiétique	< 10	< 10	-	< 15	-	-
Pimarique	50	< 10	80 %	< 10	80 %	-
Isopimarique	206	< 10	95 %	43	79 %	-
Sandaracopimarique	< 10	< 10	-	< 10	-	-
Palustrique	117	< 10	91 %	< 10	91 %	-
Levopimarique	< 10	< 15	-	< 20	-	-
<b>Total:</b>	<b>2 793</b>	<b>&lt; 125</b>	<b>&gt; 96 %</b>	<b>&lt; 183</b>	<b>&gt; 94 %</b>	<b>300 / 144</b>
• ACIDES GRAS						
Béhénique	< 50	< 30	-	< 30	-	-
Laurique	< 10	38	-	22	-	-
Myristique	< 10	27	-	27	-	-
Palmitique	355	260	27 %	220	38 %	-
Stéarique	240	66	65 %	113	53 %	-
Oléique	520	< 10	98 %	< 10	98 %	-
Linoléique	710	< 10	99 %	< 10	99 %	-
Linolénique	< 10	< 10	-	< 10	-	-
Arachidique	38	< 10	74 %	< 10	74 %	-
Dichlorostéarique	< 50	< 30	-	< 10	-	-
<b>Total:</b>	<b>1 993</b>	<b>&lt; 491</b>	<b>&gt; 75 %</b>	<b>&lt; 462</b>	<b>&gt; 77 %</b>	<b>-</b>

**TABLEAU 5.7** Concentrations moyennes d'acides résiniques et d'acides gras de la phase 1

L'analyse des résultats du tableau 5.7 révèle que les objectifs environnementaux du MENVIQ ont pu être respectés pour les deux systèmes de traitement tout au cours de la phase 1.

De façon individuelle, les acides abiétique et déhydroabiétique représentent pour environ 84 % de la concentration totale d'acides résiniques alimentés aux systèmes. Ces deux acides, généralement considérés comme contributeurs majeurs à la toxicité, sont néanmoins dégradés très efficacement, à des taux de plus de 99 % pour le système I et de plus de 98-99 % pour le système II.

Même si les systèmes de traitement ont été très efficaces à dégrader les acides résiniques, ceux-ci ont permis également de réduire de façon substantielle les concentrations en acides gras aux effluents. Pour le système I, un enlèvement de plus de 75 % a été obtenu et de plus de 77 % pour le système II.

### 5.1.3 Analyses de toxicité

L'un des objectifs prépondérants de contrôle des essais de traitabilité consistait à produire un effluent traité non toxique. Afin de vérifier ce critère, quatre types de bioessais ont été effectués, c'est-à-dire des bioessais sur des truites arc-en-ciel, sur des daphnies, sur des algues et finalement sur des bactéries photoluminescentes.

Les résultats des analyses des deux effluents traités de même qu'une vérification de l'affluent alimenté sont présentés au tableau 5.8. Cet essai révèle que l'affluent est toxique à des concentrations d'eaux brutes de 17 % pour des bioessais effectués sur des truites, de 30 % pour les daphnies, de 27 % pour les algues et finalement de 18 % et 17 % pour les bactéries photoluminescentes dites "Microtox". Toutes ces concentrations sont en pourcentages volumiques d'effluents.



Comme les analyses antérieures l'avaient démontré, les effluents de l'industrie se sont avérés très toxiques pour les quatre types de bioessais.

Sur les deux systèmes de traitement, la fréquence d'analyse a été hebdomadaire pour les quatre semaines de la phase 1. Tous les échantillons d'effluent traités se sont avérés non toxiques. Il semble donc que le traitement par lagunage à double niveau d'aération élimine très efficacement la toxicité des effluents combinés.

Les analyses de toxicité confirment donc les mesures faites sur les paramètres dits non conventionnels de la section précédente, où la plupart des concentrations avaient pu être réduites en deçà des objectifs environnementaux du MENVIQ (DQMA).

DATE DU PRÉLÈVEMENT ET SOURCE	SYSTÈME I TYPES DE BIO-ESSAIS				SYSTÈME II TYPES DE BIO-ESSAIS			
	Truite	Daphnie	Algues	Microtox	Truite	Daphnie	Algues	Microtox
<b>1. Affluent</b>								
• 89-08-08	17	27	18	17	18	27	18	17
<b>2. Effluent</b>								
• 89-07-18	NL	NL	NL	>45	NL	NL	NL	>45
• 89-07-25	NL	NL	NL	>45	NL	NL	NL	>45
• 89-08-01	NL	NL	NL	>45	NL (10)	NL	NL	>45
• 89-08-08	NL (40)	NL	NL	>45	100	NL	NL	>45

NL: Non létal  
 NL (10): Non létal, 10% de mortalité  
 NL (40): Non létal, 40 % de mortalité

**TABLEAU 5.8** Analyses de toxicité pour la phase I  
 (Concentrations toxiques d'effluents en % volumique)

## 5.2 Essais de la phase 2

La phase 2 des essais a couvert la période s'échelonnant du 11 août au 19 octobre 1989. Sont incluses dans cette période de temps, les périodes suivantes:

- . acclimatation de la biomasse développée depuis le début des essais pilotes à des conditions de fonctionnement à basse température:  $T = 4\text{ }^{\circ}\text{C}$ ;
- . acclimatation de la biomasse à des conditions d'opération sans ajout de matières nutritives (N et P), de même qu'avec une réduction du temps de rétention dans une des cellules avec conditions partiellement mélangées;
- . acclimatation de la biomasse à des conditions d'opération avec une zone de décantation incorporée dans la cellule complètement mélangée (système II);
- . génération de données pour les deux systèmes à l'équilibre du 25 septembre au 19 octobre 1989.

Au cours de la deuxième phase, tenant compte des résultats obtenus au cours de la phase 1, il a été décidé de cesser l'ajout d'éléments nutritifs pour le système II.

Lors des essais de la phase 1, le système I (long temps de rétention) s'est démarqué en offrant un meilleur potentiel de traitement à l'échelle réelle. Suite à des discussions avec les intervenants du ministère de l'Environnement du Québec, il fut décidé de poursuivre les essais de basse température de la phase 2 uniquement sur le système I.

Lors de la phase 2, le système II a fonctionné avec l'ajout d'une

cellule de décantation incorporée pour les deux premières semaines. Pour les deux semaines subséquentes, le système a fonctionné sans la présence de ce décanteur incorporé.

#### Description de la phase 2\*

Le contexte de ces essais d'augmentation d'âge des boues était justifié par les gains potentiels applicables qui pouvaient en résulter, à savoir:

- 1° diminution substantielle du volume total des étangs;
- 2° réduction de la maintenance reliée à l'opération du traitement;
- 3° diminution de l'énergie nécessaire au mélange et à l'aération.

Ces conditions expérimentales avaient pour objectif de vérifier les hypothèses suivantes:

- 1° Est-ce qu'il est possible d'augmenter la biomasse (donc l'âge des boues) au-delà du temps de rétention hydraulique dans la première cellule d'un traitement par lagunage sans recirculation des boues?
- 2° Est-il possible en augmentant l'âge des boues de générer des conditions favorables au contrôle des bactéries filamenteuses?

La méthode utilisée pour tenter d'augmenter l'âge des boues du système II consistait à installer une zone de décantation à même la cellule complètement mélangée (R3). Le système préconisé était similaire aux systèmes de traitement intégré de Degremont mais hors d'usage de nos jours.

Avec des parois cylindriques de diamètres variables, il était pos-

sible d'augmenter ou de réduire la zone de décantation du réacteur. L'objectif était en quelque sorte d'optimiser l'âge des boues par la méthode essai-erreur.

Cette zone de décantation a été installée le 10 août 1989 et enlevée définitivement le 7 octobre 1989. Lorsque cet essai a débuté, l'âge des boues de la cellule complètement mélangée correspondait au temps de rétention hydraulique, c'est-à-dire 2,0 jours.

Après environ deux mois de fonctionnement, l'âge des boues dans ce réacteur n'avait pu être augmenté que jusqu'à 2,5 jours. Ce résultat était somme toute équivalent à l'âge des boues initial. L'enlèvement de la zone de décantation n'a pas affecté les conditions d'opération du système II, ni les caractéristiques de l'effluent traité.

Par conséquent, les résultats obtenus pour le système II ont été réunis sous une seule appellation, à savoir la phase 2. Seuls les paramètres cinétiques font exception. Dans ce cas, les résultats sont présentés de façon distincte pour les phases 2 et 2\*.

#### 5.2.1 Paramètres conventionnels

Au cours des essais de la seconde phase de génération de données, la qualité de l'effluent s'est montrée très variable. Il semble que ce soit une caractéristique des effluents du procédé Kraft de l'usine Cascades (East Angus).

La neutralisation de l'affluent s'est avérée nécessaire pour chacune des préparations d'alimentation et le sera vraisemblablement en continu à l'échelle réelle. Les caractéristiques associées aux cinq sources d'affluents n'ont pas montré de changements notables par rapport à la phase 1.

Le système I a été soumis à des conditions hivernales de fonctionnement par la présence d'une unité de réfrigération au niveau du réacteur complètement mélangé (R1). Au cours de la phase 2, la température moyenne s'y est maintenue à 4,4 °C. Pour le réacteur partiellement mélangé (R2), l'utilisation d'isolant a permis de maintenir une température moyenne de 11,0 °C.

Le tableau 5.9 présente une synthèse des valeurs moyennes qui ont été générées pour les systèmes I et II lors de la phase 2. Les concentrations des effluents des deux systèmes en plus des valeurs moyennes intermédiaires dans les deux chaînes de traitement y sont présentées. L'affluent de la phase 2 possédait des caractéristiques identiques à celui de la phase 1.

Au cours de la deuxième phase, malgré de bonnes performances pour les deux systèmes, l'enlèvement global du système I s'est avéré supérieur pour la plupart des paramètres conventionnels.

L'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  totale par le système I s'est maintenu en moyenne à 90,3 %, tandis que les taux d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  soluble et de la  $\text{DBO}_{21}$  ont été de 96,0 et 82,4 % respectivement. L'enlèvement global du système I à basse température s'est maintenu à des niveaux comparables à la phase 1.

La comparaison des phases 1 et 2 sur le système I permet de constater que le rendement observé sur le réacteur R1 est passé de 72,9 à 43,0 % pour la  $\text{DBO}_5$  totale. Ce même rendement est passé de 92,1 à 61,5 % sur la  $\text{DBO}_5$  soluble, ce qui constitue une perte importante de rendement. Cependant, pour les mêmes conditions et les mêmes périodes, le réacteur R2 a vu son rendement en  $\text{DBO}_5$  totale passer de 68,9 à 83,0 % et pour la  $\text{DBO}_5$  soluble de 72,5 à 90,0 %. Ces résultats indiquent donc que lorsque le rendement de la première cellule diminue, une quantité plus importante de matière biodégradable atteint la deuxième cellule, qui devient alors plus active.

PARAMÈTRES	AFFLUENT	EFFLUENT									
		Système I					Système II				
		R <sub>1</sub>	Réduction (%)	R <sub>6</sub>	Réduction (%)	Réduction totale (%)	R <sub>7</sub>	Réduction (%)	R <sub>7</sub>	Réduction (%)	Réduction totale (%)
DBO <sub>5tot</sub> (mg/L)	186	106	43,0	18	83,0	90,3	61	67,2	24	60,7	87,1
DBO <sub>5sol</sub> (mg/L)	174	67	61,5	7	90,0	96,0	20	88,5	6,5	67,5	96,3
DBO <sub>21</sub>	233	160	31,3	41	74,4	82,4	107	54,1	68	36,5	70,8
DCO <sub>5tot</sub> (mg/L)	646	465	28,0	251	46,0	61,2	380	41,2	251	51,4	61,2
DCO <sub>sol</sub> (mg/L)	522	325	38,1	224	31,1	57,1	231	55,8	188	18,6	64,0
MES (mg/L)	92	100	-	35	-	62,0	117	-	66	-	43,6
MVS (mg/L)	67	88	-	24	-	64,2	97	-	47	-	51,6
NTK (mg/L)	6,4	5,5	-	3,0	-	53,1	6,0	-	4,6	-	23,3
NH <sub>3</sub> (mg/L)	3,0	-	-	0,11	-	96,3	1,6	-	< 0,23	-	> 85,6
P <sub>i</sub> (mg/L)	< 0,85	< 0,80	-	< 0,74	-	-	< 0,80	-	< 0,80	-	-
O-PO <sub>4</sub> (mg/L)	< 0,5	< 0,40	-	< 0,40	-	-	< 0,42	-	< 0,86	-	-

R1, R7: Cellules complètement mélangées

R6, R7: Effluents traités

**TABLEAU 5.9** Résultats moyens de fonctionnement pour les paramètres conventionnels de la phase 2

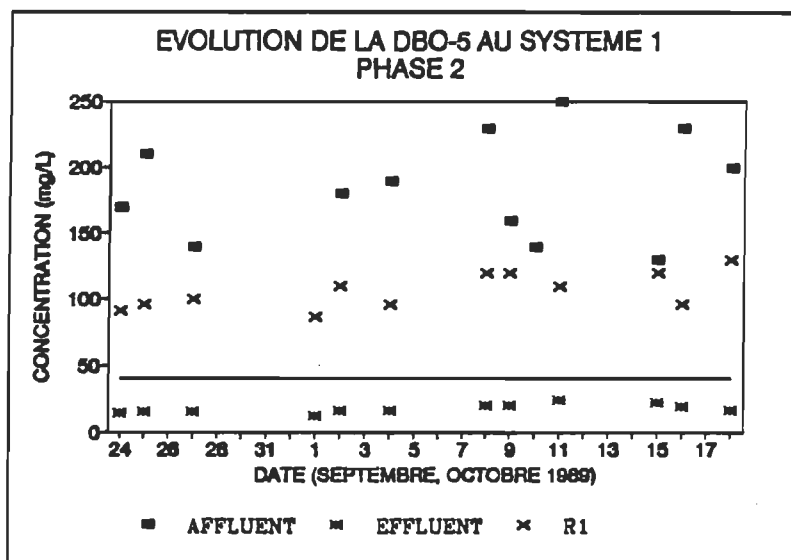
Pour ce qui est du système II, comme celui-ci a été maintenu aux mêmes conditions de température qu'au cours de la phase 1, il n'est pas possible de comparer les résultats des systèmes I et II pour la phase 2.

Cependant, la comparaison des résultats des phases 1 et 2 sur le système II permet d'évaluer l'impact de l'ajout d'éléments nutritifs sur un système à court temps de rétention (cinq jours). Ainsi, le taux d'enlèvement global pour les paramètres  $\text{DBO}_5$  totale,  $\text{DBO}_{21}$ , DCO totale, DCO soluble, MES et MVS est supérieur pour les conditions sans ajout d'éléments nutritifs.

L'analyse des concentrations en azote Kjeldahl indique une consommation de l'ordre de 53,1 % dans le système I et de 23,3 % dans le système II. Pour ce qui est de l'azote ammoniacal ( $\text{NH}_3$ ), une consommation complète de celui-ci est observée au système I, tandis qu'elle est supérieure à 85,6 % dans le système II.

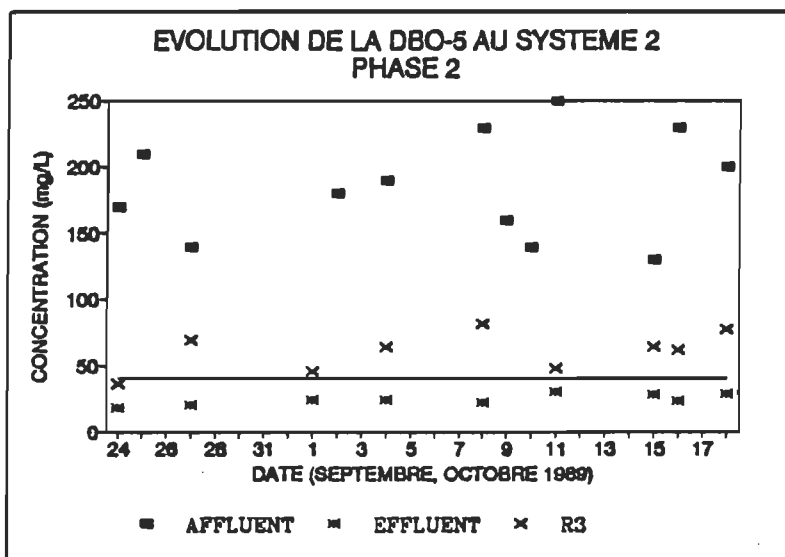
Les mesures effectuées sur les deux systèmes pour le phosphore total de même que pour les orthophosphates ne permettent pas de statuer sur ces concentrations. Les concentrations moyennes se sont maintenues sous le seuil de détection. Néanmoins, le contrôle microscopique effectué au cours de cette phase n'indique pas qu'il aurait pu y avoir déficience.

L'évolution de la  $\text{DBO}_5$  totale des deux systèmes est présentée aux figures 5.7 et 5.8.



**FIGURE 5.7 DBO<sub>5</sub> au système I (Phase 2)**

Le système I à basse température et long temps de rétention a permis de maintenir, de façon constante, la concentration de l'effluent traité bien en deçà de l'objectif de 40 mg/L. Il est à noter que l'enlèvement obtenu dans la première cellule R1 est moindre que durant la phase 1, mais que celui obtenu dans la deuxième cellule (R2) compense pour un enlèvement global équivalent.

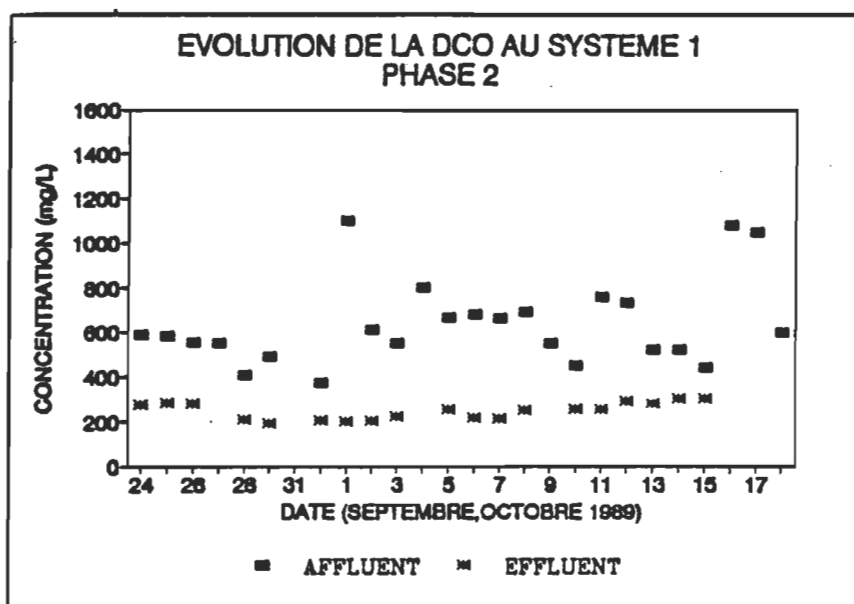


**FIGURE 5.8 DBO<sub>5</sub> au système II (Phase 2)**



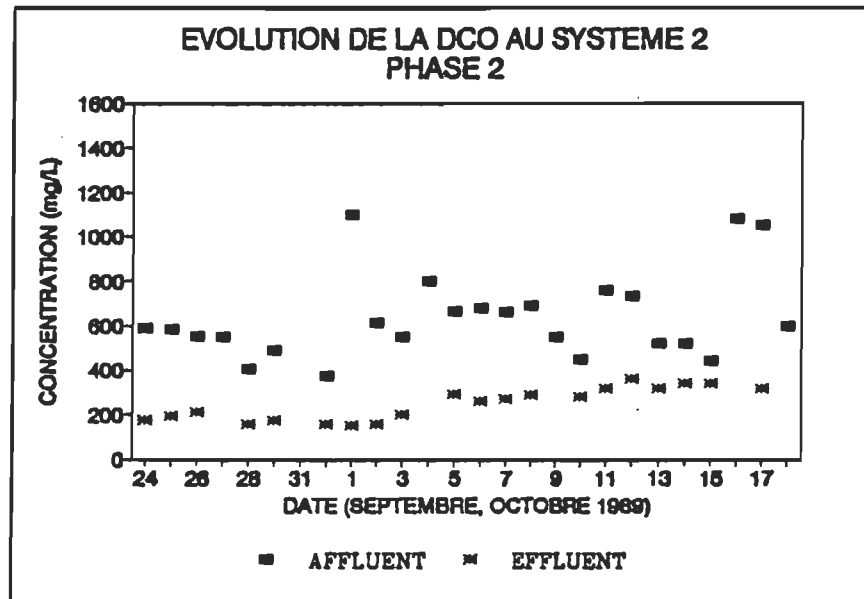
L'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  totale au système I s'est maintenu également sous l'objectif de 40 mg/L, confirmant une présence suffisante de nutriments dans les effluents alimentés. La figure 5.8 permet aussi de montrer qu'à une température estivale (19 °C), l'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  s'effectue dans le premier réacteur complètement mélangé (R3).

La figure 5.9 présente l'évolution de la DCO sur le traitement du système I. Malgré l'opération de ce système à basse température, on remarque que la concentration mesurée à l'effluent traité s'est maintenue avec beaucoup de stabilité aux environs de la valeur moyenne de 251 mg/L (tableau 5.9).



**FIGURE 5.9 DCO au système I (Phase 2)**

L'évolution de la DCO pour le système II (figure 5.10) a affiché une valeur moyenne de l'ordre de 256 mg/L pour une réduction moyenne d'environ 61,2 %. En comparaison, l'enlèvement sur ce système lors de la phase 1 était de 54,3 % pour des conditions d'ajout d'éléments nutritifs.



**FIGURE 5.10 DCO au système II (Phase 2)**

Le tableau 5.10 présente l'état de solides pour chacun des réacteurs au cours de la phase 2. L'impact de la baisse de la température sur le système I se traduit par une amélioration importante de la décantabilité au niveau des deux cellules de cette chaîne de traitement (R1 et R2), phénomène mentionné entre autres par NCASI [28]. La baisse la plus importante est observée au niveau des matières décantables qui passent de 11 ml/L lors de la phase 1 à 6 ml/L pour la phase 2 (tableau 5.10). De façon générale, l'état des solides du système II n'a pas été affecté outre mesure par l'arrêt de l'ajout d'éléments nutritifs (tableau 5.10). Ainsi, le ratio MVS/MES s'est maintenu à 83 % pour les deux réacteurs du système II.

Au cours de la phase 2, le système I, fonctionnant à basse température, a généré d'excellents résultats au niveau de la réduction des matières en suspension. Avec des taux moyens d'enlèvement des MES et des MVS de l'ordre de 62,0 % et 64,2 % (tableau 5.9), il a été possible de maintenir le niveau de MES en deçà de l'objectif de mg/L de façon presque continue (figure 5.11).

La basse température est directement responsable de cette performance, plus probablement à cause d'une viscosité de la liqueur mixte différente, donc une meilleure décantabilité dans la cellule R2, partiellement mélangée.

	SYSTÈME I		SYSTÈME II	
	R1	R2	R3	R4
Matières en suspension (MES)	100 mg/L	29 mg/L	117 mg/L	78 mg/L
Matières volatiles en suspension (MVS)	88 mg/L	24 mg/L	97 mg/L	65 mg/L
Matières décantables (MD)	6 mL/L	0 mL/L	10 mL/L	6 mL/L
Indice de volume de boues (IVB)	59 mL/L	-	111 mL/L	95 mL/L

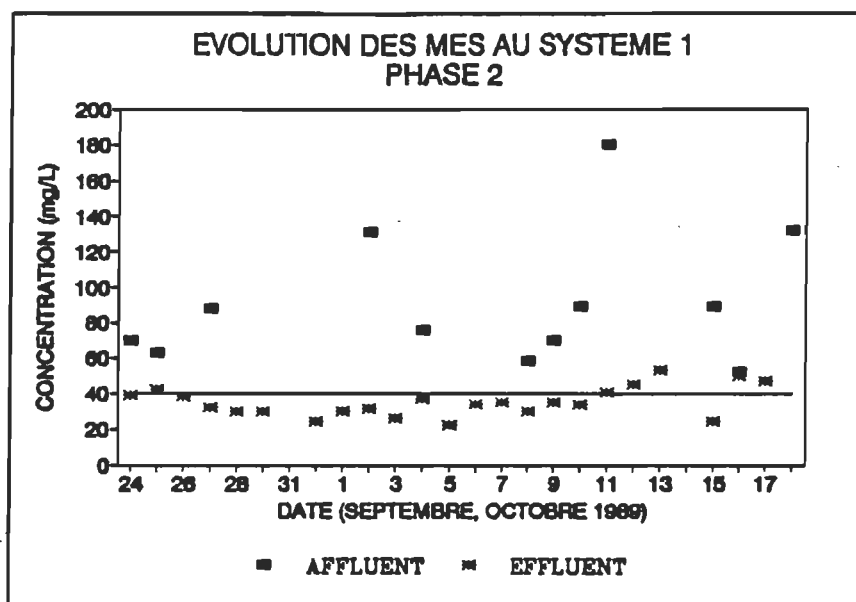
*R1 et R3: Réacteurs complètement mélangés*

*R2 et R4: Réacteurs partiellement mélangés*

**TABLEAU 5.10**      **Évaluation des solides dans les deux systèmes au cours de la phase 2**

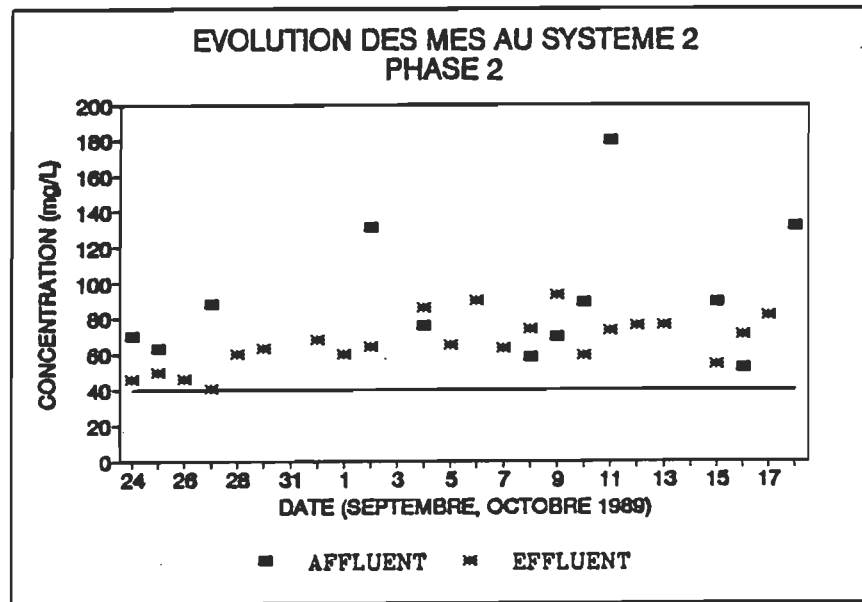
Le système II, quant à lui, s'est maintenu à une valeur moyenne de 66 mg/L (tableau 5.9) mais, comme le révèle la figure 5.12, le système à court temps de rétention est beaucoup plus sensible à des fluctuations à l'affluent.

Il est intéressant de remarquer que l'absence de surdosage d'éléments nutritifs sur le système II (comme ce fut probablement le cas lors de la phase 1) semble avoir amélioré l'enlèvement des MES et surtout des MVS. Pour ce dernier paramètre, un taux de 33 % avait été trouvé, tandis que le taux d'enlèvement pour la phase 2 a atteint 51,6 %.



**FIGURE 5.11** MES au système I (Phase 2)

La figure 5.12 permet de faire ressortir à quel point le contrôle des matières en suspension peut être problématique à l'échelle pilote. Une des raisons possibles est que la turbulence au niveau du réacteur partiellement mélangé est trop forte. Le contrôle de la décantation à l'échelle pilote est alors difficile. Le système à faible temps de rétention ne permet pas de contrôler le niveau de MES à l'effluent aussi adéquatement que le système à long temps de rétention.



**FIGURE 5.12 MES au système II (Phase 2)**

Avec une valeur moyenne en MES de 41 mg/L à l'effluent du système I (R6), on constate que les conditions de basse température ont aidé à atteindre l'objectif de 40 mg/L. Dans le cas du système II (R7), l'opération à température normale (19 °C) génère une valeur de MES moyenne de 66 mg/L, concentration nettement au-dessus de la norme.

L'examen simultané du comportement des MES et de la  $DBO_5$  pour le système I permet d'expliquer la réduction de MES observée non seulement à l'effluent, mais sur tout le système lors de l'abaissement de la température. Ainsi, moins de solides sont générés à la sortie de R1, principalement à cause du fait que l'on stabilise moins de  $DBO_5$  qu'au cours de la phase 1.

Une diminution de la température implique donc une meilleure décantation probablement à cause du fait que la séparation phase liquide/solide est directement reliée à la différence de densité. On a moins de biomasse dans le premier réacteur R1, donc moins de

dégradation de la  $DBO_5$  qui se traduit finalement par moins de solides produits et, par conséquent, moins de biomasse mesurée dans le réacteur.

Tout comme lors de la phase 1, la couleur des eaux a fait l'objet de mesures ainsi que la concentration en coliformes fécaux. Les résultats obtenus lors de la phase 2 sont présentés au tableau 5.11.

	Affluent	Système I		Système II		Objectif (MENVIQ/ DQMA)
		Effluent (R6)	Réduction %	Effluent (R6)	Réduction %	
Couleur vraie	407	259	36 %	357	12 %	-
Coliformes fécaux (X10 <sup>6</sup> UFC/100 mL)	10	0,8	94 %	1,3	87 %	0,11

**TABLEAU 5.11** Évaluation des solides dans les deux systèmes au cours de la phase 2

La coloration des effluents (implicite aux effluents de type Kraft) a pu être réduite de façon sensible (36 %) au cours de la phase 2 et pour le système I. Il semble que des conditions de basse température permettent un certain degré d'enlèvement de la coloration sur l'effluent traité. La température ambiante estivale avait entraîné un gain de la coloration pour ce même système.

Une fois de plus, lors de la phase 2, l'objectif de réduction des coliformes fécaux n'a pu être rencontré et pour les deux systèmes. Le système I a affiché un taux de réduction de 94 %, tandis que le système II atteignait 87 %.

### 5.2.2 Paramètres non conventionnels

Les effluents traités des deux systèmes ont été soumis à une analyse complète des métaux et autres paramètres pouvant causer la toxicité. Ces résultats sont présentés au tableau 5.12.

CONCENTRATIONS (mg/L)	SYSTÈME I (R6)	SYSTÈME II (R7)	NORMES MENVIQ (DQMA) (Valeurs guides/objectifs)
Aluminium * (AL)	0,82	0,75	0,75 / 4,2
Calcium (Ca)	35,6	50,2	— / —
Chrome (Cr)	0,00149	0,00158	0,022 / 0,043
Cuivre * (Cu)	0,055	0,056	0,0178 / 0,002
Fer * (Fe)	0,911	0,90	0,3 / 3,0
Nickel (NI)	0,0009	0,0012	0,00628 / 0,004
Plomb * (Pb)	0,005	0,0044	0,0029 / 0,001
Zinc * (Zn)	0,136	0,084	0,00378 / 0,0037
Potassium (K)	11,0	19,3	— / —
Sodium (NA)	168	261	— / —
Cyanures (CN)	< 0,02	< 0,02	0,022 / 0,015
Huiles & graisses * (IR)	1,7	2,9	- / 0,2
Hydrocarbures (IR)	0,4	0,6	— / —
Surfactants anioniques *	0,53	0,36	0,20 / 0,862
Sulfates	374	535	— / —
Sulfures	< 0,06	< 0,06	— / —
Tannins	37,0	46,0	— / —
Phénols (4-AAP)	0,07	0,078	0,102 / 0,022

\* Paramètres dépassant les objectifs environnementaux

**TABLEAU 5.12** Concentrations moyennes en métaux et autres paramètres spécifiques à l'effluent pour la phase 2

Tous les paramètres qui enregistraient des dépassements au cours de la phase 1 n'ont pu être abaissés au cours de la phase 2. Pour les deux systèmes, cependant, on observe une nette tendance à la baisse des concentrations moyennes mesurées. Cependant, cette tendance pourrait s'expliquer par une modification de la production de l'industrie au cours de la phase. L'absence d'information sur cet élément, de même que l'évaluation de l'alimentation, font en sorte qu'il n'est pas possible de statuer définitivement sur la cause de cette baisse.

Pour la phase 2, un élément supplémentaire vient s'ajouter à la liste de composés qui dépassent les objectifs environnementaux du MENVIQ. Il s'agit du plomb (Pb). Ainsi, pour le système I, une concentration moyenne de 0,005 mg/L a été observée, tandis que pour le système II, celle-ci était de 0,044 mg/L. Pour le plomb, la valeur guide afin d'éviter la toxicité aiguë est de 0,0029 mg/L, tandis que l'objectif environnemental est fixé à 0,001 mg/L.

L'analyse des concentrations moyennes des paramètres contribuant à la toxicité est présentée au tableau 5.13. Au cours de la phase 2, seul le système I a fait l'objet de ces analyses.

Comme ce fut le cas lors de la première phase des essais, le système I, fonctionnant à basse température, génère un effluent traité qui rencontre les objectifs environnementaux pour tous les composés organiques décrits au tableau 5.13.



CONCENTRATIONS (µg/L)	SYSTÈME I (R6)	NORMES (MENVIQ) (Valeurs guides / objectifs)
Toluène	< 0,24	17 500 / 2 200
Styrène	< 0,24	N.D. / 800
Naphtalène	< 0,19	2 300 / 1 300
2,4 - Diméthylphénol	< 4,27	2 120 / N.D.
2,4,6 - Trichlorophénol	< 0,71	N.D. / N.D.
Pentachlorophénol	0,58	690 / N.D.
Phénols (GC/MS)	55	N.D. / N.D.
Acrlamide	< 10	N.D. / 15
Benzothiazole	< 1,20	N.D. / 39

N.D.: Non disponible

**TABLEAU 5.13** Concentrations moyennes à l'effluent des paramètres contribuant à la toxicité pour la phase 2

Au tableau 5.14 sont présentés les résultats des mesures faites sur l'effluent traité (R6) du système I (phase 2) pour l'évaluation des acides résiniques et acides gras.

Des concentrations beaucoup plus importantes en acides résiniques sont observées. Les hausses les plus appréciables ont été mesurées sur les acides résiniques suivants: abiétique, déhydroabiétique et palustrique. Ces trois composés sont généralement considérés comme contributeurs importants à la toxicité.

Etant donné que ces substances sont dégradées principalement par voie biologique, une baisse des cinétiques d'enlèvement de la pollution carbonatée se traduira nécessairement par une baisse du taux d'enlèvement des acides résiniques.

CONCENTRATIONS (µg/L)	SYSTÈME I	NORMES (MENVIQ-DQMA) (Valeur Guide/ objectif)
	Effluent (R6)	
<ul style="list-style-type: none"> <li>ACIDES RÉSINIQUES</li> </ul>		
Abiétique	428	-
Chlorodéhydroabiétique	< 10	-
Dichlorodéhydroabiétique	< 10	-
Déhydroabiétique	182	-
Néoabiétique	26	-
Pimarique	47	-
Isopimarique	52	-
Sandaracopimarique	< 28	-
Palustrique	< 101	-
Levopimarique	< 61	-
<b>Total:</b>	<b>&lt; 945</b>	<b>300 / 144</b>
<ul style="list-style-type: none"> <li>ACIDES GRAS</li> </ul>		
Béhénique	< 10	-
Laurique	33	-
Myristique	45	-
Palmitique	362	-
Stéarique	183	-
Oléique	173	-
Linoléique	< 10	-
Linolénique	< 10	-
Arachidique	20	-
Dichlorostéarique	< 10	-
<b>Total:</b>	<b>&lt; 856</b>	-

**TABEAU 5.14** Concentrations moyennes d'acides résiniques et d'acides gras de la phase 2

De façon globale, la concentration moyenne d'acides résiniques mesurés à l'effluent était inférieure à 945  $\mu\text{g/L}$ . La concentration guide afin d'éviter une toxicité aiguë est de 300  $\mu\text{g/L}$ , tandis que l'objectif environnemental pour ces composés est de 144  $\mu\text{g/L}$ .

Une tendance à la hausse des concentrations mesurées à l'effluent traité est également observée pour les acides gras. Cependant, la corrélation entre la toxicité et leurs concentrations n'est pas bien définie.

Malgré des concentrations en acides résiniques dépassant les objectifs établis par le MENVIQ, seules les analyses de toxicité peuvent permettre de statuer sur l'impact de ces dépassements. Les analyses de toxicité font l'objet de la section suivante.

### 5.2.3 Analyses de toxicité

Tout au cours de la phase 2, des essais de toxicité sur les effluents du système I ont été effectués. Seul le système I à long temps de rétention et à basse température a été soumis à des analyses de toxicité. Le système II, soumis à deux conditions d'opération (c'est-à-dire sans apport d'éléments nutritifs et ajout d'une zone de décantation incorporée), n'a fait l'objet d'aucune mesure de toxicité. La fréquence d'analyse a été maintenue à quatre analyses au total, donc une par semaine de génération de données en plus d'une analyse de toxicité.

Un résumé synthèse des essais de toxicité est présenté au tableau 5.15. Les quatre mesures de toxicité réalisées se sont avérées non toxiques pour l'ensemble des organismes testés.

DATE DU PRÉLÈVEMENT ET SOURCE	SYSTÈME I TYPE DE BIO-ESSAI			
	Traite	Daphnie	Algue	Microtox
EFFLUENT				
• 89-09-26	NL	NL	NL	> 45
• 89-10-03	NL	NL	NL	> 45
• 89-10-10	NL	NL	NL	> 45
• 89-10-16	NL	NL	NL	> 45

NL: Non létal

> 45: Non létal

**TABEAU 5.15**      Analyses de toxicité pour la phase 2  
(concentrations toxiques d'effluents en % volumique)

L'analyse des acides résiniques et gras, présentée au tableau 5.15, laissait suspecter que les concentrations mesurées auraient pu se traduire par un effluent toxique. Les analyses de toxicité sur le système I permettent de statuer sur les craintes potentielles qu'auraient pu provoquer les dépassements des objectifs environnementaux pour les acides résiniques.

Le système de traitement par lagunage à double niveau d'aération, et fonctionnant avec un temps de rétention de dix jours à basse température (système I, phase 2), permet de rendre l'effluent combiné industriel et municipal non toxique.

#### 5.2.4 Résultats de la phase 2\*

Au cours des huit semaines qu'ont duré ces essais d'augmentation de l'âge de la biomasse du réacteur complètement mélangé (R3) du système II, aucune variation notable a été observée.

Avec l'ajout d'un décanteur incorporé, il a été possible d'augmenter cet âge des boues d'environ 0,5 jour (de 2,0 jours à 2,5 jours). Devant ces résultats, il a été décidé de procéder au remplacement de ce décanteur par un autre, offrant encore plus de surface. Un décanteur de huit pouces de diamètre a été remplacé par un décanteur incorporé d'un diamètre de dix pouces.

Fonctionnant pendant une période d'un peu plus de deux semaines, les résultats obtenus avec ce deuxième décanteur incorporé se sont avérés quelque peu décevants. Aucun gain réel n'a été observé.

L'installation d'un décanteur incorporé au niveau de la cellule bien mélangée visait à augmenter l'âge des boues à une valeur supérieure, de l'ordre de cinq jours. Bien que la présence d'une cellule de décantation incorporée ait permis d'augmenter légèrement l'âge des boues, rien ne laissait présager que l'objectif de cinq jours aurait pu être atteint.

### 5.3 Essais de la phase 3

Quelque temps avant que ne débutent les essais de traitabilité à l'échelle pilote, Cascades annonçait son intention de procéder à la modernisation de sa cartonnerie. La nouvelle usine, lors de sa mise en route, aura pour effet de modifier quelque peu la nature de l'effluent actuel de la cartonnerie.

Au cours de l'année 1990, la cartonnerie sera dotée d'une petite usine de désencrage des fibres secondaires. L'ajout de cette

nouvelle installation, de même que la modernisation des installations actuelles, auront pour effet d'augmenter légèrement la charge actuelle des eaux brutes de la cartonnerie. Ainsi, la compagnie Cascades prévoit une hausse de 20 % de la charge en DBO<sub>5</sub> pour cet effluent.

L'objectif visé par cette troisième phase consistait à soumettre le système de traitement à des conditions d'alimentation se rapprochant de celles anticipées lors de la mise en fonction de la nouvelle cartonnerie et de son unité de désencrage intégrée.

L'effluent actuel de la cartonnerie constitue environ 10 % de l'effluent total à traiter. C'est donc dire que la phase 3 a fait intervenir une nouvelle condition d'opération sur approximativement 10 % de l'affluent de l'usine pilote.

Il existe actuellement très peu d'informations sur les caractéristiques chimiques des effluents de désencrage. De plus, depuis quelques années, les techniques d'impression du papier ont sensiblement changé. Par conséquent, les nouvelles techniques de désencrage peuvent différer beaucoup en fonction des objectifs de production visés. Aucune technologie similaire à celle qui sera mise en place à East Angus n'existe actuellement au Canada. Néanmoins, une technologie utilisant le même type de matière première constituait une option très intéressante comme source d'eaux brutes pour le traitement pilote.

Au cours de la phase 3, il fut décidé d'évaluer le système I (système s'étant le mieux comporté lors des phases subséquentes), à des conditions plus extrêmes que celles auxquelles ce dernier sera soumis dans la réalité. C'est-à-dire que pour la phase 3, la fraction cartonnerie du mélange d'alimentation de l'usine pilote a été remplacée par un volume équivalent d'eaux provenant de l'usine Désencrage Cascades à Breakeyville.

Pour toute la phase 3, le système I a fonctionné dans des conditions d'opération identiques à celles de la phase 1, à l'exception de l'alimentation. Le temps de rétention moyen au niveau de la cellule complètement mélangée (R1) a été de 4,3 jours, tandis que celui de la cellule partiellement mélangée a été maintenu à 6,5 jours pour un temps global de 10,8 jours. La température moyenne du traitement a été maintenue à 19 °C.

### 5.3.1 Paramètres conventionnels

Au cours des essais de la troisième phase de génération de données, l'affluent alimenté était typique des deux autres phases précédentes. Ainsi, le mélange d'alimentation (R5) du traitement s'est maintenu entre 471 et 1120 mg/L de DCO.

Plusieurs perturbations de l'effluent se sont produites lors de la phase 3. Celles-ci ont presque toutes été attribuées à la pulperie où plusieurs fermetures ("shut down") ont eu lieu. L'impact de ces perturbations s'est fait ressentir directement sur l'effluent de la pulperie.

Ainsi, pour la phase 3, une tendance à la hausse de la charge en DCO et en  $\text{DBO}_5$  a été observée dans l'affluent alimenté au traitement pilote. Il a été possible d'amoindrir l'effet des pointes observées en effectuant une dilution directement sur l'effluent problème (la pulperie R11). Pour toute la durée de la phase 3, quatre dilutions ont été nécessaires.

Une quantité d'acide plus importante que celle qui fut nécessaire pour la neutralisation au cours des phases 1 et 2 a dû être ajoutée. Le pH moyen du traitement a été maintenu à 7,0 pour toute la durée de la phase 3.

Des cinq sources d'affluents, seul le nouvel affluent provenant de

celles observées au cours des deux phases subséquentes.

Au tableau 5.16 sont présentées les concentrations moyennes mesurées à l'affluent alimenté de même que sur la cellule complètement mélangée (R1), et à l'effluent (R6) pour les paramètres conventionnels.

Globalement, l'enlèvement obtenu dans le système I lors de la phase 3 s'est maintenu au même niveau que lors de la première phase des essais.

PARAMÈTRES	AFFLUENT (mg/L)	EFFLUENT				
		Système I				
		R <sub>1</sub> (mg/L)	Réduction (%)	R <sub>6</sub> (mg/L)	Réduction (%)	Réduction totale (%)
DBO <sub>5m</sub> (mg/L)	259	68	73,	25	63,2	90,4
DBO <sub>5tot</sub> (mg/L)	233	25	89,3	7	72,0	97,0
DBO <sub>21</sub> (mg/L)	318	130	59,1	53	59,2	83,3
DCO <sub>tot</sub> (mg/L)	788	518	34,3	329	36,5	58,3
DCO <sub>5m</sub> (mg/L)	675	314	53,5	275	12,4	59,3
MES (mg/L)	61	144	-	53	-	13,1
MVS (mg/L)	49	123	-	46	-	6,1
NTK (mg/L)	6,4	6,3	-	4,3	-	32,8
NH <sub>3</sub> (mg/L)	3,0	<0,27	-	< 0,27	-	> 91,0
P <sub>i</sub> (mg/L)	0,8	< 1,03	-	< 0,96	-	-
PO <sub>4</sub> (mg/L)	0,05	< 0,40	-	< 0,40	-	-

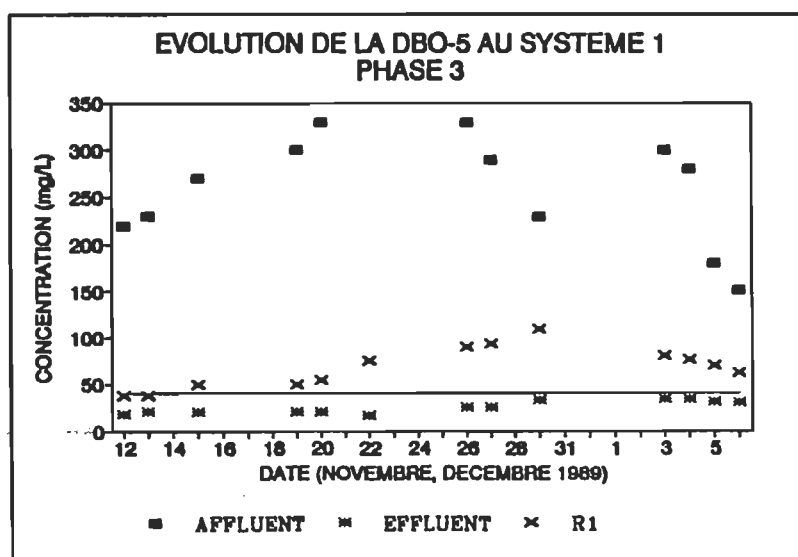
**TABLEAU 5.16** Résultats moyens de fonctionnement du système I pendant la phase 3



Les résultats obtenus en phase 1 permettaient d'établir que la portion la plus importante de l'enlèvement de la DBO s'effectuait dès la première cellule complètement mélangée (R1). Lors de la phase 2, la basse température faisait en sorte de solliciter la cellule partiellement mélangée (R2) et d'augmenter la portion dégradée dans celle-ci. Lors de la phase 3, l'enlèvement se fait en deux étapes, c'est-à-dire au niveau des deux réacteurs, comme ce fut le cas à basse température (phase 2).

La DBO<sub>5</sub> totale moyenne mesurée à l'effluent traité a été de 25 mg/L, ce qui correspond à une réduction de l'ordre de 90,4 % par rapport à l'affluent alimenté. Avec une concentration moyenne de 7 mg/L, l'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> soluble s'est avéré supérieur avec une réduction de 97 %.

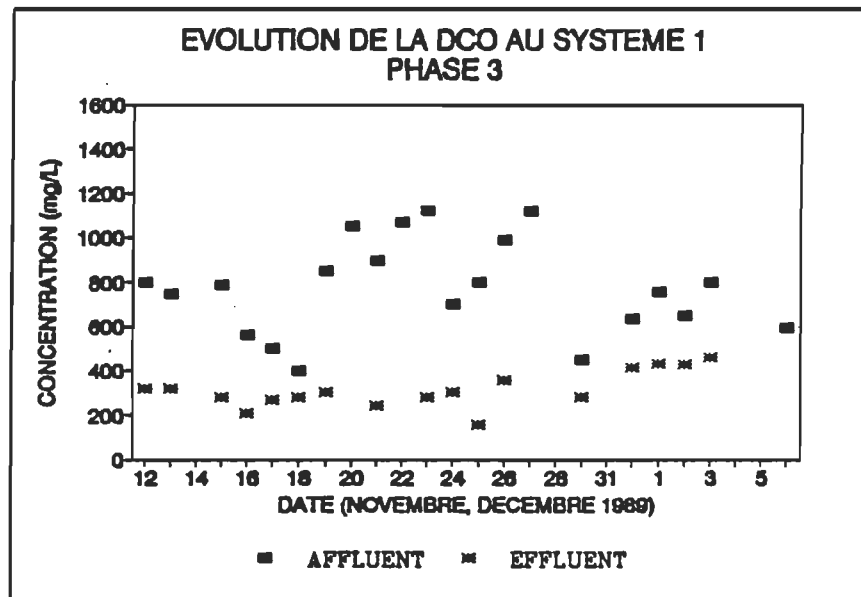
La figure 5.13 présente l'évolution de la DBO<sub>5</sub> totale sur le système I, pour la durée de la phase 3. De façon constante, le système de traitement a permis de maintenir la concentration à l'effluent en dessous de l'objectif de 40 mg/L. Aucun dépassement n'a été observé, malgré des fluctuations à la hausse des eaux brutes.



**FIGURE 5.13 DBO<sub>5</sub> au système I (Phase 3)**

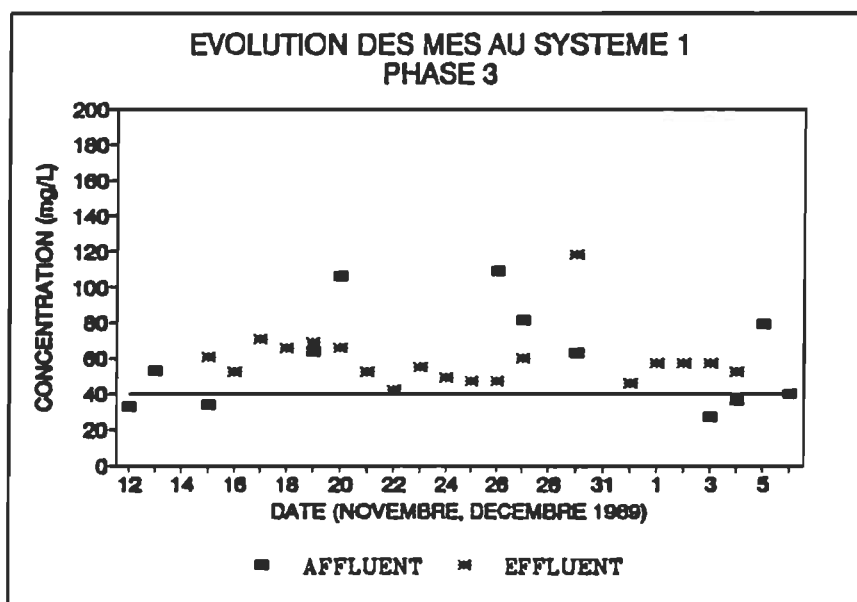
L'analyse des paramètres DCO et DCO totale au tableau 5.16 permet de constater que l'enlèvement sur ceux-ci a été plus important lors de la phase 3 (58-59 % contrairement à 51 %) que lors de la phase 1. Par contre, comme l'alimentation au traitement a été en moyenne de 30 % plus élevée en DCO, les concentrations mesurées à l'effluent traité ont été légèrement supérieures. Pour la phase 3, la DCO totale à l'effluent s'est maintenue en moyenne à 329 mg/L, tandis que la DCO soluble s'est maintenue à 275 mg/L.

L'évolution de la DCO totale pour le système I au cours de la phase 3 est présentée à la figure 5.14.



**FIGURE 5.14 DCO au système I (Phase 3)**

Comme ce fut le cas lors de la phase 1, il n'a pas été possible de respecter l'objectif de 40 mg/L pour les MES. Néanmoins, les MES à l'effluent traité se sont maintenues en moyenne à une concentration de 53 mg/L. Pour les MVS, une concentration de 46 mg/L a été obtenue. L'évolution des MES à l'affluent et à l'effluent de l'usine pilote est présentée à la figure 5.15.



**FIGURE 5.15** MES au système I (Phase 3)

Lors de la phase 1, les MES et MVS pour les réacteurs R2 du système I étaient respectivement de 47 mg/L et de 38 mg/L. Avec ces valeurs de 52 mg/L et 43 mg/L au cours de la phase 3, le système maintient des concentrations en solides à des niveaux similaires.

Par contre, la décantabilité des boues pour la phase 3 est nettement moins bonne qu'au cours de la phase 1. Un indice de volume de boues (IVB) de 76 ml/g avait alors été obtenu tandis que pour la phase 3, cette valeur passe à 191 ml/g.

Ce phénomène pourrait être associé à l'introduction dans le traitement de la portion d'effluents de désencrage. Ces derniers s'étaient révélés beaucoup plus chargés en matières en suspension que les eaux brutes de la cartonnerie (phase 1).

	SYSTÈME I	
	R1	R2
Matières en suspension (MES)	144 mg/L	52 mg/L
Matières volatiles en suspension (MVS)	123 mg/L	43 mg/L
Matières décantables (MD)	28 mL/L	0 mL/L
Indice de volume de boues (IVB)	191 mL/g	-

R1: Réacteurs complètement mélangés

R2: Réacteurs partiellement mélangés

**TABLEAU 5.17** Évaluation des solides dans les deux systèmes au cours de la phase 3

### 5.3.2 Paramètres non conventionnels

Le tableau 5.18 présente les analyses faites sur les métaux pour l'effluent traité. L'aluminium montre une concentration de 0,82 mg/L, ce qui correspond à un dépassement des valeurs guides du MENVIQ, mais bien en deçà des objectifs environnementaux établis pour le traitement (4,2 mg/L).

De la même façon, on observe que la concentration en fer de 0,95 mg/L rencontre l'objectif environnemental (3,0 mg/L), mais dépasse la valeur guide de 0,3 mg/L. Finalement, les surfactants anioniques ne rencontrent pas la valeur guide mais avec une concentration à l'effluent de 0,42 mg/L, il est possible de se conformer à l'objectif environnemental de 0,862 mg/L.

CONCENTRATIONS (mg/L)	SYSTÈME I (R6) (mg/L)	NORMES MENVIQ (DQMA) (Valeurs guides / objectifs) (mg/L)
Aluminium* (AL)	0,82	0,75 / 4,2
Calcium (Ca)	36,1	N.D. / N.D.
Chrome (Cr)	0,00114	0,022 / 0,043
Cuivre* (Cu)	0,072	0,0178 / 0,002
Fer* (Fe)	0,95	0,3 / 3,0
Nickel (Ni)	0,0010	0,00628 / 0,004
Plomb* (Pb)	0,0064	0,0029 / 0,001
Zinc* (Zn)	0,153	0,00378 / 0,0037
Potassium (K)	11,9	N.D. / N.D.
Sodium (Na)	211,0	N.D. / N.D.
Cyanure (CN)	< 0,010	0,022 / 0,015
Huiles & graisses	< 0,96	N.D. / 0,2
Hydrocarbures	< 0,61	N.D. / N.D.
Surfactants anioniques*	0,42	0,20 / 0,862
Sulfates	330,0	N.D. / N.D.
Sulfures	< 0,06	N.D. / N.D.
Tannins	50,0	N.D. / N.D.
Phénols (4-AAP)	0,03	0,0102 / 0,022

\* Paramètres dépassant les objectifs environnementaux

**TABLEAU 5.18**      **Concentrations moyennes en métaux et autres paramètres spécifiques à l'effluent pour la phase 3**

Seuls les paramètres cuivre (Cu), plomb (Pb) et zinc (Zn) ne rencontrent pas les valeurs guides et les objectifs environnementaux du MENVIQ (DQMA).

Le tableau 5.19 présente les concentrations mesurées à l'effluent traité du système I pour certains composés organiques contribuant à la toxicité des effluents. Ces résultats démontrent que le système I, soumis à un effluent contenant une portion d'eaux de désencrage, arrive à réduire les concentrations à l'effluent en dessous des valeurs guides et objectifs environnementaux du MENVIQ (DQMA).

Comme pour la phase 1, les acides résiniques et acides gras considérés comme polluants prioritaires ont fait l'objet d'un suivi tant à l'affluent alimenté qu'à l'effluent traité. Les analyses sont présentées au tableau 5.20.

Des taux d'enlèvement de 99 % sur l'acide abiétique et de 95 % sur l'acide déhydroabiétique ont été obtenus sur ces composés contribuant directement à la toxicité des effluents. Globalement, le traitement a permis de réduire les acides résiniques à un niveau supérieur à 91 % d'enlèvement.

La concentration moyenne pour les acides résiniques à l'affluent du système I s'est maintenue à un niveau inférieur à 148  $\mu\text{g/L}$ . Cette concentration permet de rencontrer la valeur guide pour éviter la toxicité (300  $\mu\text{g/L}$ ), par contre, elle s'avère légèrement supérieure à l'objectif environnemental (MENVIQ/DQMA) de 144  $\mu\text{g/L}$ .

CONCENTRATIONS	AFFLUENT (µg/L)	SYSTÈME I		NORMES (MENVIQ-DQMA) (Valeur Guide/ objectif) (µg/L)
		Effluent (µg/L) (R6)	Réduction %	
<b>ACIDES RÉSINIQUES</b>				
• Abiétique	650	< 10	99 %	-
• Chlorodéhydroabiétique	< 10	< 10	-	-
• Dichlorodéhydroabiétique	< 10	< 10	-	-
• Déhydroabiétique	750	35	95 %	-
• Néoabiétique	< 20	< 20	-	-
• Pimarique	57	6	90 %	-
• Isopimarique	< 10	18	> 89 %	-
• Sandaracopimarique	58	9	-	-
• Palustrique	90	< 10	91 %	-
• Levopimarique	< 20	< 20	-	-
<b>Total:</b>	<b>&lt; 1 675</b>	<b>&lt; 148</b>	<b>&gt; 91 %</b>	<b>300 / 144</b>
<b>ACIDES GRAS</b>				
• Béhénique	< 10	< 10	-	-
• Laurique	< 10	< 10	-	-
• Myristique	< 10	26	-	-
• Palmitique	< 10	215	27 %	-
• Stéarique	220	57	65 %	-
• Oléique	114	18	98 %	-
• Linoléique	< 10	< 10	99 %	-
• Linolénique	< 10	< 10	-	-
• Arachidique	< 10	< 10	74 %	-
• Dichlorostéarique	< 10	< 10	-	-
<b>Total:</b>	<b>&lt; 414</b>	<b>&lt; 376</b>	<b>&gt; 75 %</b>	-

**TABEAU 5.19: Concentrations moyennes d'acides résiniques et d'acides gras de la phase 3**

CONCENTRATIONS (µg/L)	SYSTÈME I (R6)	NORMES (MENVIQ) (Valeurs guides/objectifs)
Toluène	< 0,24	17 500 / 2 200
Styrène	< 0,24	N.D. / 800
Naphtalène	< 0,78	2 300 / 1 300
2,4 - Diméthylphénol	< 6,41	2 120 / N.D.
2,4,6 - Trichlorophénol	< 1,13	N.D. / N.D.
Pentachlorophénol	< 1,14	690 / N.D.
Phénols (GC/MS)	20,00	N.D. / N.D.
Acrlamide	< 10,00	N.D. / 15
Benzothiazole	< 5,00	N.D. / 39

N.D.: Non disponible

**TABLEAU 5.20**

**Concentrations moyennes à l'effluent des paramètres  
contribuant à la toxicité pour la phase 3**



Pour ce qui est de l'enlèvement des acides gras, comme le tableau 5.20 le démontre, il est difficile de l'évaluer à cause des seuils de détections obtenues sur ces mesures. Un enlèvement de l'acide stéarique de 74 % a été observé et de 84 % pour l'acide oléique. Par contre, la concentration en acide palmitique à l'effluent traité, nettement supérieure à celle mesurée à l'alimentation (215  $\mu\text{g/L}$ ), rend l'évaluation de l'enlèvement des acides gras pour la phase 3 très difficile à réaliser.

### 5.3.3 Analyse de la toxicité

Lors des essais de la phase 3, il a été décidé de procéder à un nombre beaucoup plus important d'analyses de la toxicité. Lors des deux premières semaines de cette phase, deux séries de trois analyses consécutives ont été réalisées afin de mesurer la toxicité aiguë des effluents traités, comme pour les phases précédentes. Pour la troisième semaine, aucune analyse de la toxicité n'a été effectuée. Finalement, lors de la dernière semaine, deux analyses quotidiennes consécutives ont été réalisées.

Les résultats pour ces analyses de la toxicité aiguë sont présentés au tableau 5.21.

Les résultats des analyses de toxicité sur l'effluent traité du système démontrent que le traitement par lagunage à double niveau d'aération permet d'éliminer la toxicité aiguë. Tous les résultats pour les quatre types de bioessais confirment que, malgré un ajout d'effluent de désencrage lors de la troisième phase, les caractéristiques de non-toxicité des eaux traitées ont été maintenues. Ces résultats confirment, par ailleurs, les concentrations en acides résiniques obtenues lors de l'analyse des polluants prioritaires (section 5.4.2).

DATE DU PRÉLÈVEMENT ET SOURCE	SYSTÈME I TYPE DE BIO-ESSAI			
	Truite	Daphnie	Algue	Microtox
EFFLUENT				
• 1989-11-13	NL	NL	NL	> 45
• 1989-11-14	NL	NL	NL	> 45
• 1989-11-15	NL	NL	NL	> 45
• 1989-11-20	NL	NL	NL	> 45
• 1989-11-21	NL	NL	NL	> 45
• 1989-11-22	NL	NL	NL	> 45
• 1989-12-05	NL	NL	NL	> 45
• 1989-12-06	NL	NL	NL	> 45

NL: Non létal

> 45: Non létal

**TABLEAU 5.21** Analyses de toxicité pour la phase 3 (concentration toxique d'effluents en % volumique)

En plus d'analyses de la toxicité aiguë des eaux traitées, des essais supplémentaires afin d'évaluer la toxicité chronique ont été réalisés. Cette mesure écotoxicologique est faite sur des têtes-de-boule (ménés) sur une période de sept jours. Les résultats obtenus sont reproduits au tableau 5.22. Un échantillon de l'alimentation au traitement a également été analysé pour cette mesure de toxicité. Il est important de noter que ces résultats ne peuvent être comparés que sur la base de l'ordre de grandeur. En effet, en vertu du temps de rétention du système, il n'est pas possible d'associer directement les mesures d'affluent/effluent, ceux-ci ayant été échantillonnés presque simultanément. Par contre, la valeur de l'affluent constitue une valeur d'estimation très valable des eaux alimentées.

DATE DU PRÉLÈVEMENT ET SOURCE	SYSTÈME I TYPE DE BIO-ESSAIS					
	Tête de boule (96 h)	Tête de boule (7 jours)	Daphnie	Algue	Microtox	
					5 min.	15 min.
AFFLUENT • 1989-12-06	16	14 (NOEC=10) (LOEC=20)	NL	NL	20,93	15,2
EFFLUENT • 1989-12-05	NL	81 (NOEC=65) (LOEC=100)	NL	NL	-	-

NL: Non létal

NOEC: Concentration (% v/v) la plus élevée pour laquelle aucun effet n'a été observé

LOEC: Concentration (% v/v) la plus faible pour laquelle aucun effet n'a été observé

**TABLEAU 5.22** Analyses de toxicité chronique pour la phase 3  
(concentrations toxiques d'effluents en % volumique)

Compte tenu du fait qu'une seule mesure de toxicité chronique a été effectuée sur l'effluent traité, il est difficile de tirer des conclusions sur la base des résultats obtenus. Cependant, l'effluent s'avère non toxique pour la mesure chronique avec des têtes-de-boule sur une période de 96 heures. Cependant, sur une période de sept jours, l'effluent traité s'avère toxique à une concentration volumique moyenne de l'ordre de 81 %.

Si l'on compare la toxicité chronique (sept jours) mesurée à l'effluent traité avec celle mesurée à l'affluent alimenté, alors on constate qu'une réduction importante de la toxicité chronique (environ six fois) est rendue possible par le traitement par lagunage du système I.

#### 5.4 Analyse globale des résultats pour les trois phases de génération de données

Les deux systèmes de traitement à l'échelle pilote, qui ont été mis à l'essai pendant les trois phases, se sont avérés efficaces pour la plupart des paramètres cibles qui avaient été établis au préalable par le MENVIQ (DQMA).

L'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  s'est avéré aussi efficace dans le système I que II. On a pu constater que le lagunage à double niveau d'aération permettait un enlèvement de la DCO, de l'ordre de 60 % pour l'ensemble des essais. Pour l'ensemble des paramètres auxquels ont été soumis les deux systèmes, les effluents générés se sont avérés non toxiques.

Les pages qui suivent présentent une analyse globale des résultats obtenus pour les paramètres  $\text{DBO}_5$ , DCO et MES pour l'ensemble des essais. Les résultats montrent l'évolution de chacun des paramètres d'un même système pour les trois phases de génération de données, de même que les périodes d'acclimatation associées.

Comme les conditions d'opération d'un système à un autre n'ont pas été les mêmes pour toute la durée des essais, il n'est pas possible de comparer entre elles les courbes correspondantes des deux systèmes.

a) Analyse globale du système I

(Temps de rétention de dix jours, sans N et P)

. Evolution de la DCO

Sur la figure 5.16 sont présentés les résultats obtenus pour la mesure de la DCO à l'affluent (R5) de même que la DCO résultante à l'effluent (R6). Malgré des fluctuations de la DCO oscillant entre 250 et 200 mg/L, la plage de réponse du système s'est maintenue entre 225 et 425 mg/L.

. Evolution de la DBO<sub>5</sub>

Sur la figure 5.17 sont présentés les résultats associés à la mesure de la DBO<sub>5</sub> à l'alimentation (R5), de la DBO<sub>5</sub> dans la cellule complètement mélangée (R1) et finalement, la DBO<sub>5</sub> à l'effluent traité.

Ce graphique révèle que pour des conditions de température normales (20 °C), l'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> est très important. Par contre, lors de l'apparition de conditions à basse température, l'enlèvement dans la première cellule (R1) du traitement diminue beaucoup.

Pour des conditions de basse température (phase 2), le rendement de cette première cellule est passé de 72,9 à 43,0 % entre la phase 1 et la phase 2. Pendant ce temps, la cellule partiellement mélangée voyait son rendement passer de 68,9 à 83,0 % entre ces mêmes phases. C'est ce transfert de rendement d'une cellule à l'autre pour la période de température estivale (20 °C) à la période hivernale (4 °C) qui explique que globalement le niveau d'enlèvement de DBO<sub>5</sub> se maintient à un taux aussi performant de 91,6 % (Système I, Phase 1) et 90,3 % (Système I, Phase 2).

#### . Evolution des matières en suspension (MES)

Pour les matières en suspension, le système I n'a pas été en mesure de se maintenir, de façon régulière, en dessous de l'objectif établi à 40 mg/L par le MENVIQ pour le traitement conjoint à East Angus. Il est extrêmement difficile de modéliser le traitement des MES à l'échelle pilote. Les MES pourraient éventuellement être plus facilement contrôlables à l'échelle réelle qu'à l'échelle pilote. Comme l'illustre la figure 5.18, les conditions à basse température améliorent considérablement l'enlèvement des MES.

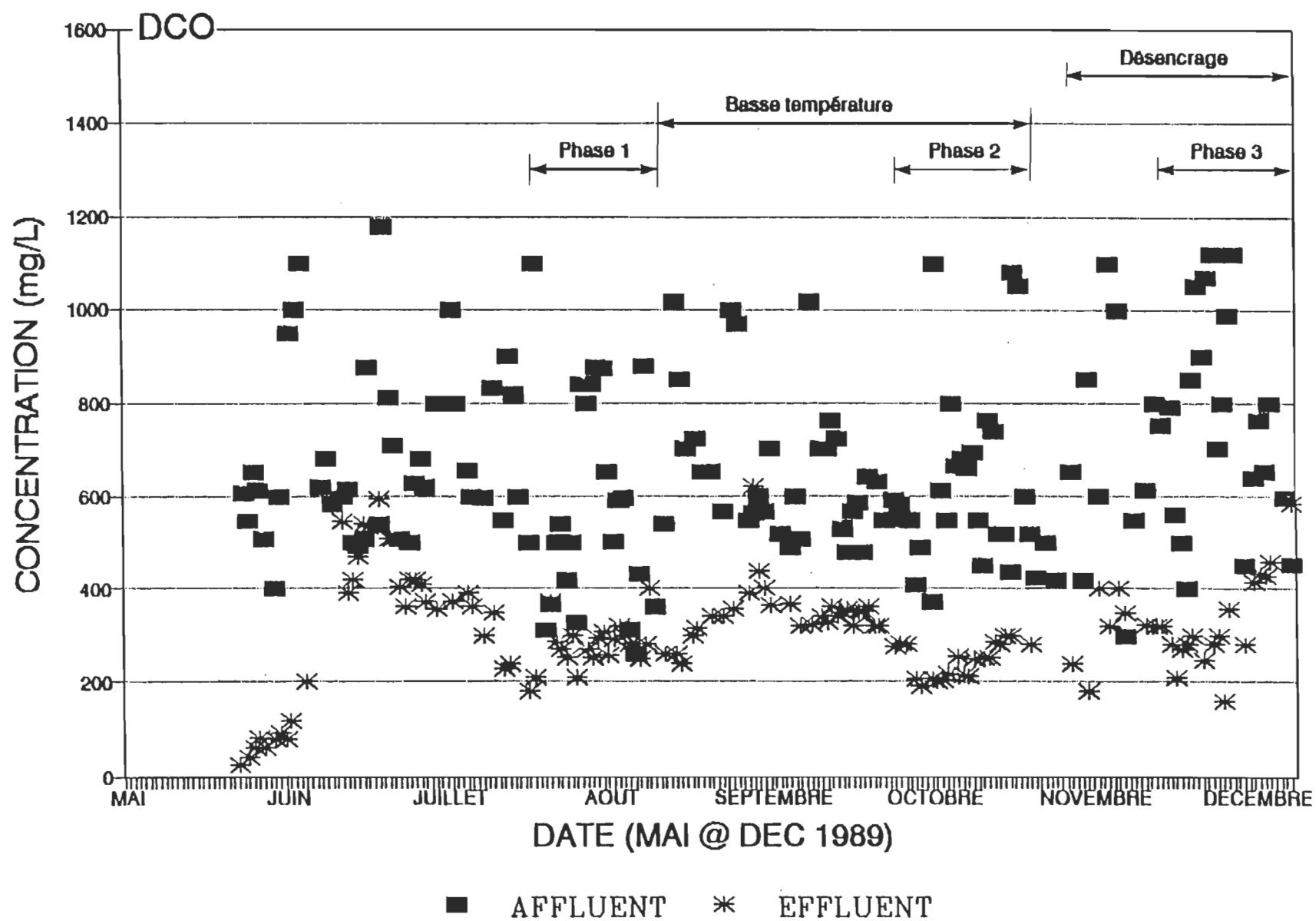


FIGURE 5.16 Évolution de la DCO au système I

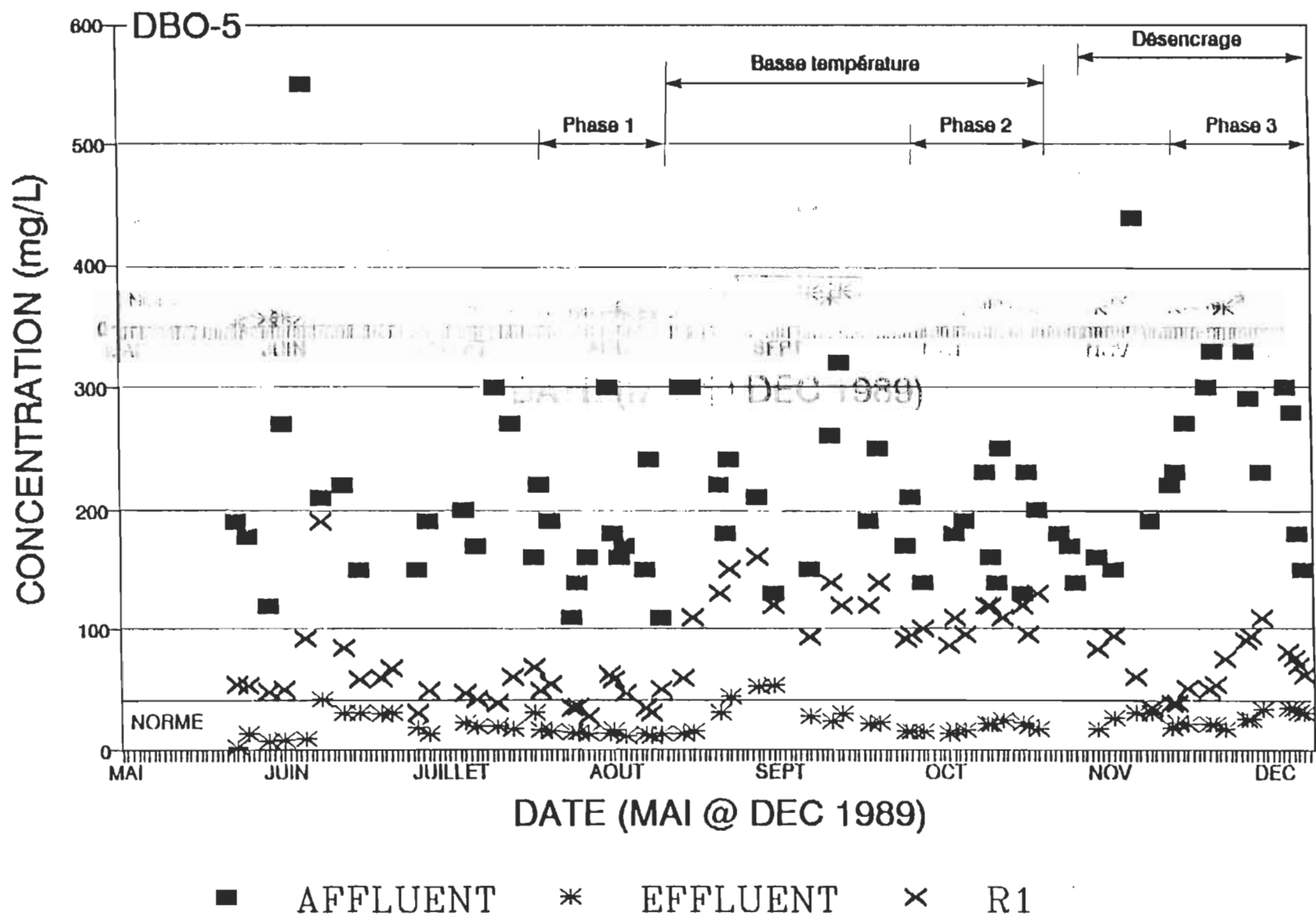
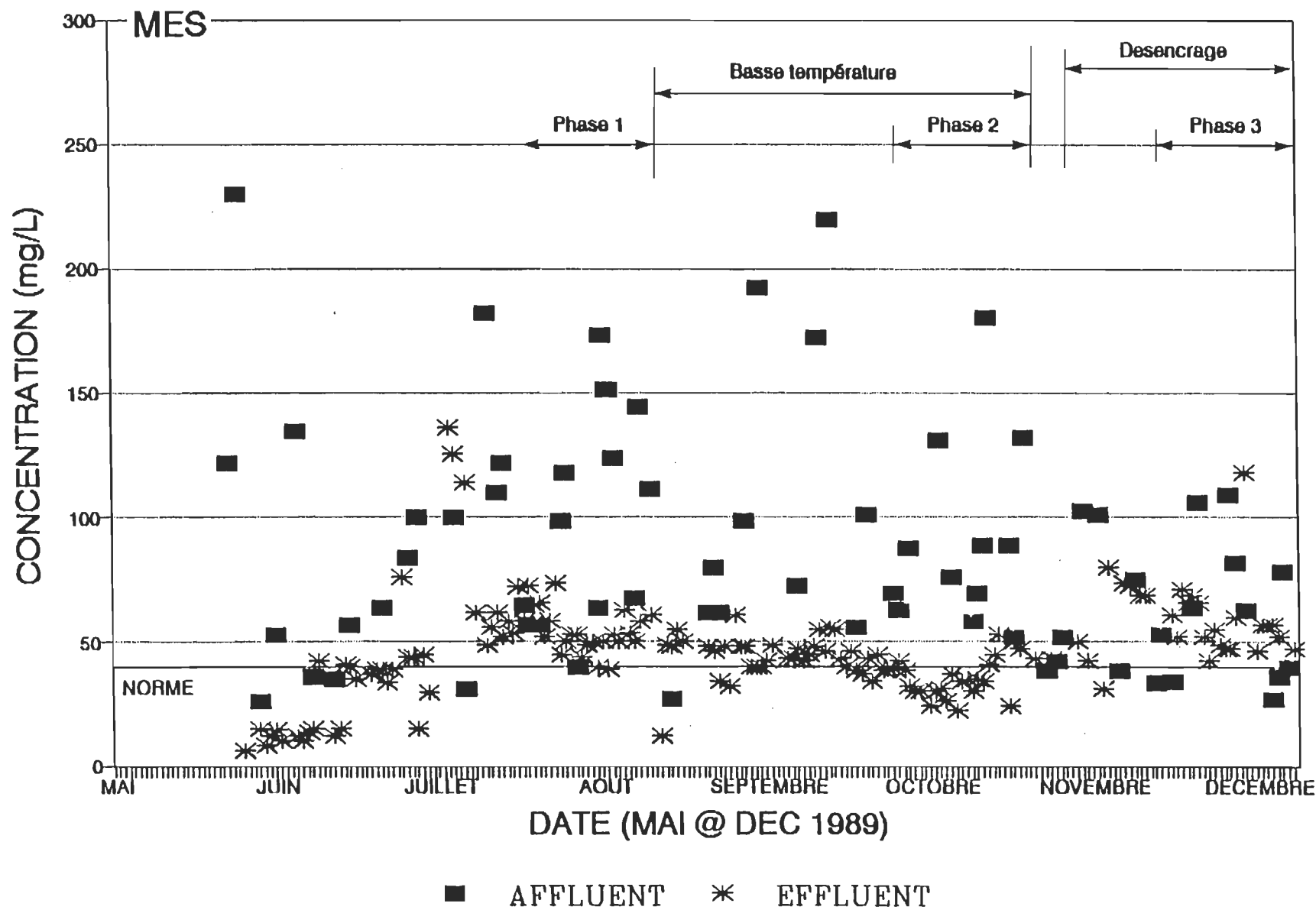


FIGURE 5.17 Évolution de la DBO<sub>5</sub> au système I





**FIGURE 5.18** Évolution des MES au système I

b) Analyse globale du système II (TRH = 5 jours)

. Evolution de la DCO

Sur la figure 5.19 sont présentés les résultats obtenus sur la mesure de la DCO à l'alimentation du système de traitement (R5) ainsi que la DCO obtenue à l'effluent traité du système II (R7). Pour toute la durée des essais, la DCO des eaux traitées s'est maintenue entre des concentrations de 150 et 400 mg/L.

. Evolution de la DBO<sub>5</sub>

La figure 5.20 illustre les résultats associés à la mesure de la DBO<sub>5</sub> à l'affluent, la mesure de la DBO<sub>5</sub> pour le premier réacteur complètement mélangé (R3) et finalement, la réponse de l'effluent traité du système II (R7). Sur l'ensemble des mesures, le système II s'est bien comporté. Pour l'unique valeur hors norme, on voit que le système récupère bien et rapidement mais qu'il peut être perturbé plus facilement que le système I à plus long temps de rétention. La DBO<sub>5</sub> à l'alimentation (R5) s'est maintenue à des valeurs de l'ordre de 200 mg/L.

L'enlèvement majoritaire de la DBO<sub>5</sub> se fait au niveau du réacteur complètement mélangé. Comme pour le réacteur R2 du système I, le réacteur R4 possède une activité biologique importante comme en fait foi l'enlèvement observé de la pollution organique. Dans le cas où la DBO<sub>5</sub> alimentée est peu élevée, cette activité est faible car le ratio F/M diminue. Par contre, lorsque la DBO<sub>5</sub> d'alimentation est élevée et que la DBO<sub>5</sub> résiduelle du premier réacteur devient importante, le second réacteur devient plus actif.

Les réacteurs partiellement mélangés doivent être considérés non seulement comme des cellules de décantation facultative, mais aussi comme des cellules latentes de traitement biologique.

#### . Evolution des MES

Comme pour le système I, il n'a pas été possible de maintenir de façon stable le système II à un niveau de MES inférieur à la norme de 40 mg/L. Il est à souligner que pour un réacteur à temps de rétention aussi court (cinq jours), il est encore plus difficile de stabiliser les MES parce que la quantité des boues produites est beaucoup plus importante que celle de la phase 1. Les boues, issues du premier réacteur, se déposent dans une cellule de décantation partiellement mélangée de seulement trois jours. Elles ne semblent pas s'y déposer efficacement comme en témoigne la figure 5.21.

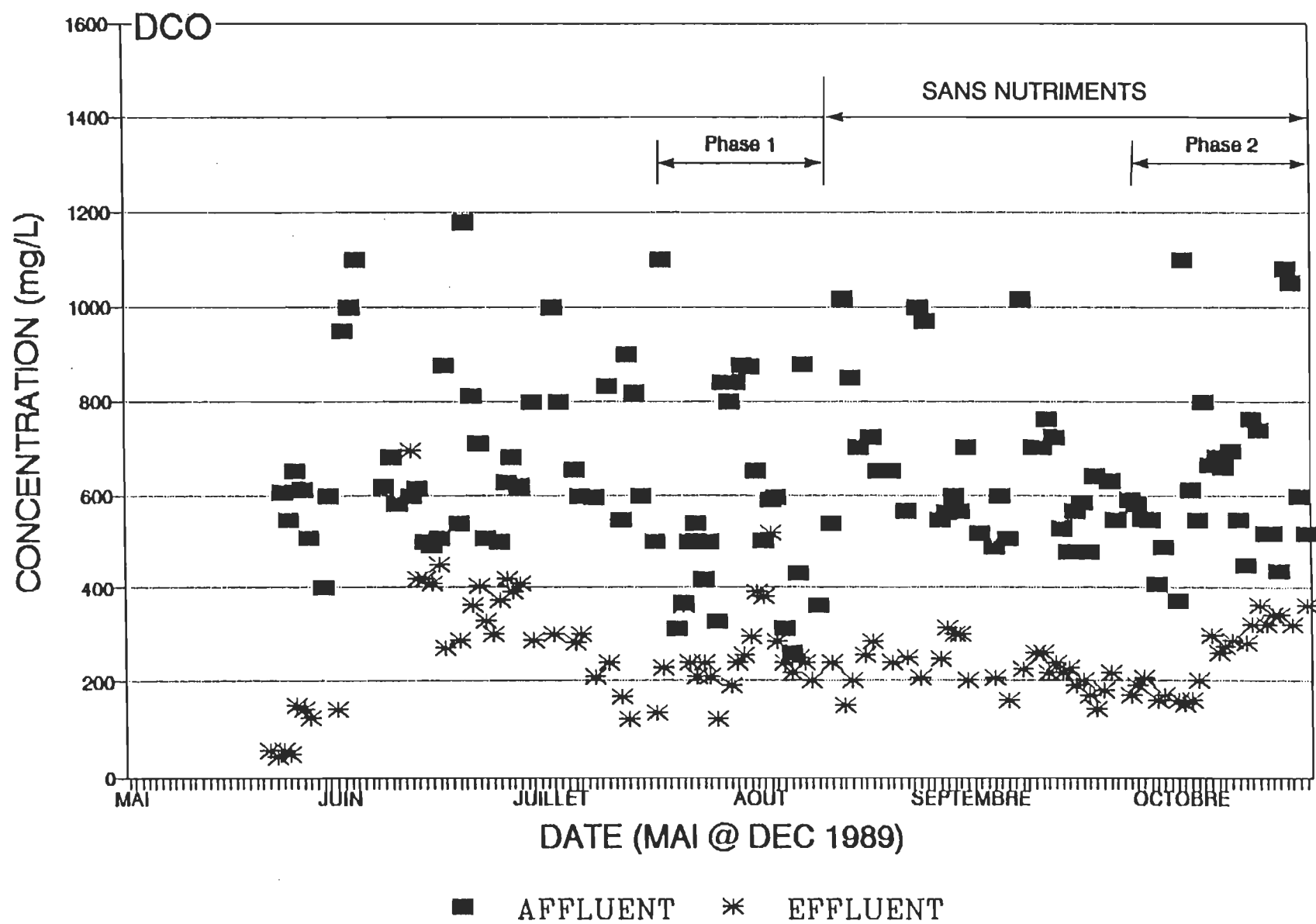


FIGURE 5-19 Évolution de la DCO au système II

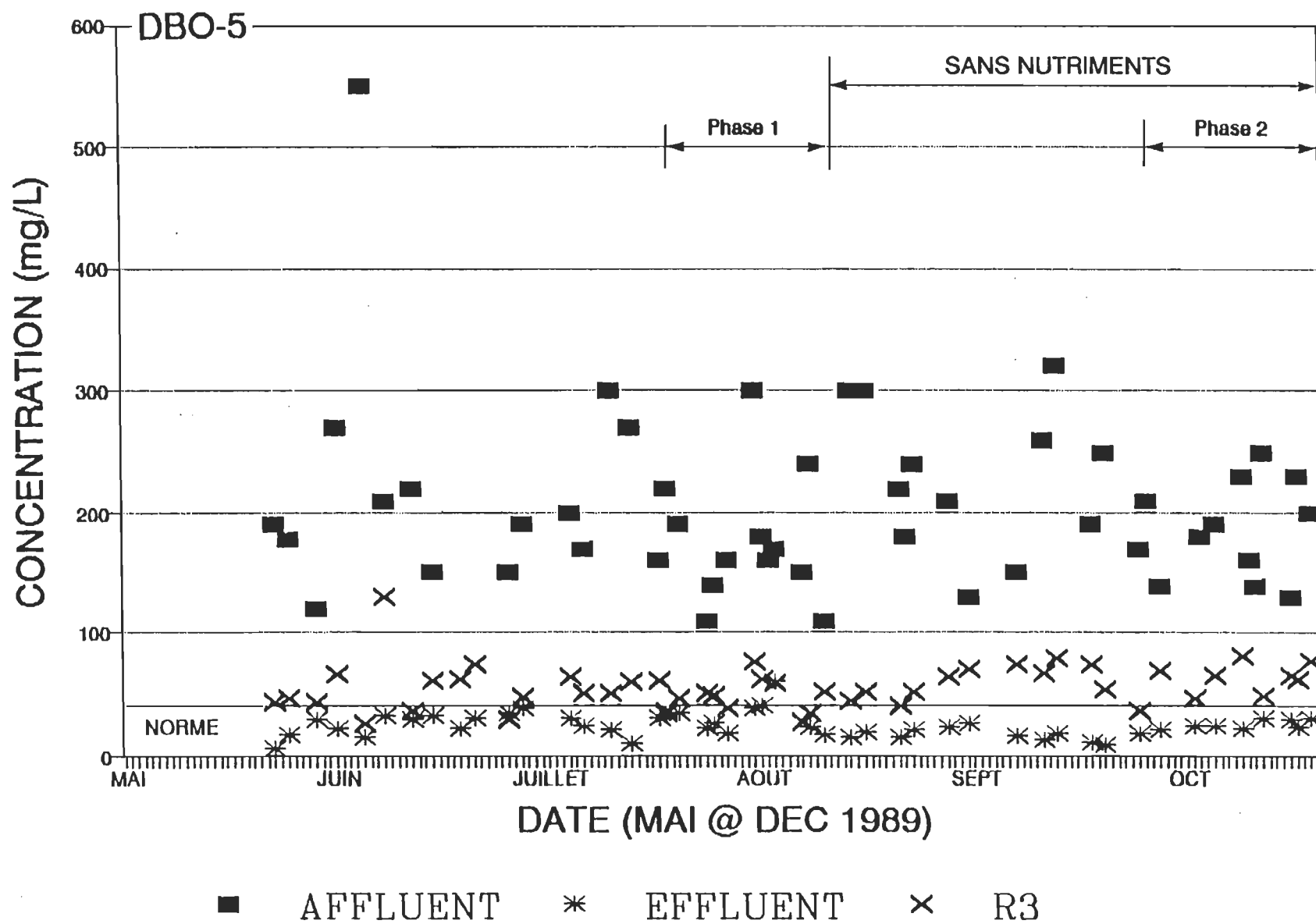


FIGURE 5-20 Évolution de la  $\text{DBO}_5$  au système II

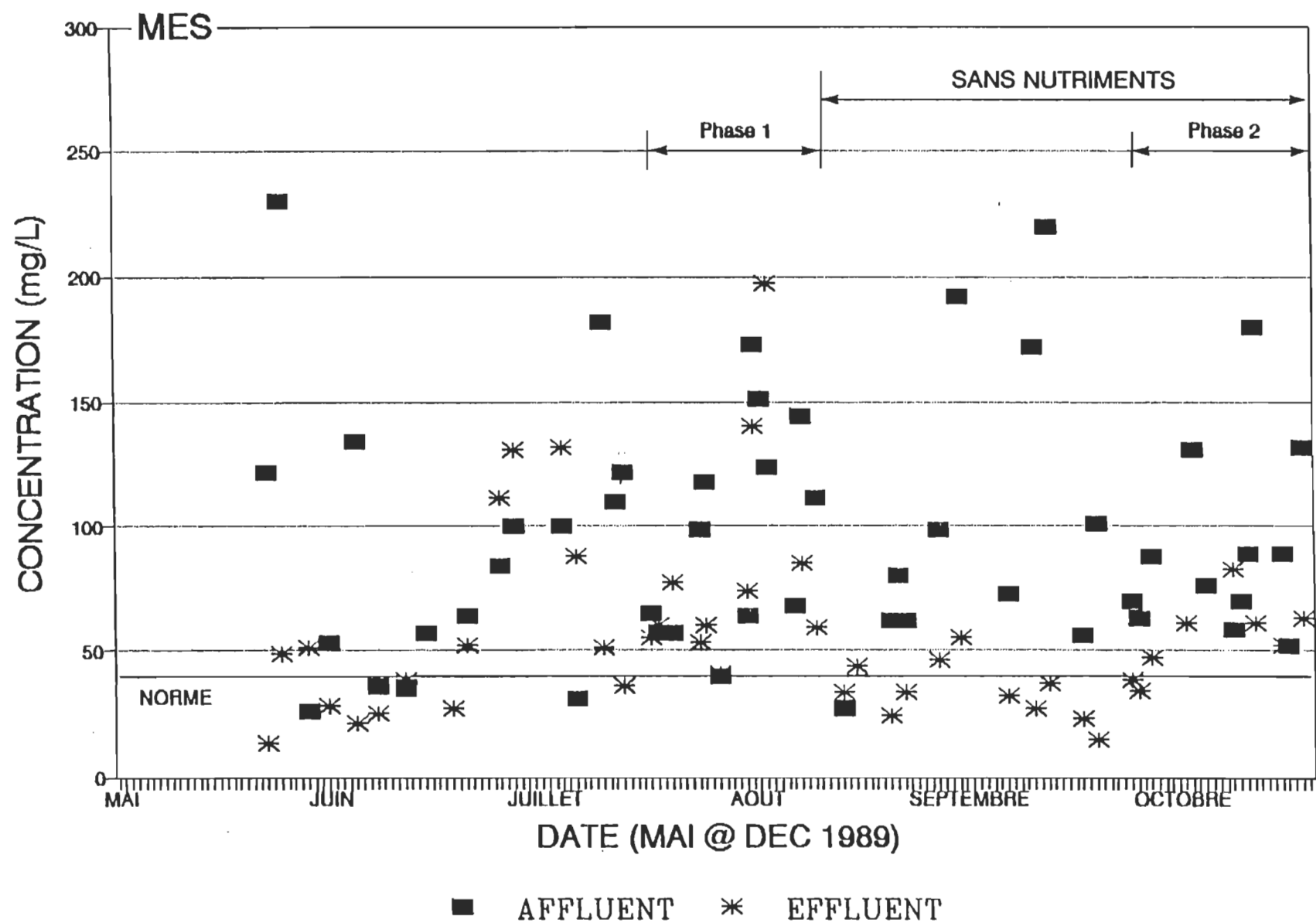


FIGURE 5-21 Évolution des MES au système II

## 5.5 Cinétique du traitement

Lors des essais pilotes, les deux systèmes parallèles construits ont permis de modéliser les étangs aérés fonctionnant en série. Pour chaque réacteur, les constantes cinétiques de la réaction d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  ont pu être évaluées.

Chaque système était constitué d'un réacteur complètement mélangé suivi d'un réacteur partiellement mélangé. La concentration de biomasse active dans la zone aérobie (complètement mélangée) est beaucoup plus forte que dans le cas d'un réacteur partiellement mélangé, puisqu'il n'y a pas de dépôt de solides au fond du réacteur. Il s'ensuit que le taux d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  est plus rapide dans un réacteur complètement mélangé. La  $\text{DBO}_5$  transformée en biomasse se retrouve alors à l'effluent sous la forme de matières en suspension.

Dans un réacteur partiellement mélangé, par contre, l'agitation est insuffisante pour maintenir les matières en suspension. La concentration de biomasse active est plus faible dans ce type de réacteur, de sorte que le taux d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  est moins rapide. Les solides qui se déposent au fond, subissent une dégradation de type anaérobie qui relargue, dans la zone aérobie située au-dessus de la couche de solides, une certaine quantité de matières organiques à être assimilées par la biomasse aérobie. L'effluent de ce type de réacteur contient beaucoup moins de matières en suspension que celui du réacteur complètement mélangé.

A cause de cette différence de régime d'opération, l'expression utilisée pour décrire l'enlèvement de  $\text{DBO}_5$  dans un réacteur partiellement mélangé est légèrement différente de celle utilisée dans le cas des réacteurs complètement mélangés. En effet, à cause de la faible teneur en biomasse active dans les réacteurs partiellement mélangés, une constante  $K$ , englobant les solides, est uti-

lisée au lieu de  $k$  ( $K = k \cdot X_a$ ). De plus, un facteur de correction (FC) est appliqué à la formulation pour tenir compte du relargage de  $\text{DBO}_5$  par la destruction des solides volatils accumulés au fond du réacteur.

Dans le cadre des essais, il a été possible de déterminer la valeur d'un coefficient  $\theta$  d'ajustement de la température pour le traitement. Connaissant ce coefficient, il est possible d'ajuster les valeurs des constantes cinétiques pour diverses températures.

#### 5.5.1 Modèles utilisés

Les modèles utilisés dans l'analyse de la cinétique des réacteurs sont ceux d'ECKENFELDER décrits ci-après. Ces modèles assument une réaction d'ordre 1 et sont essentiellement dérivés des expressions de Michaelis-Menten décrites à la section 2.5 du présent document. En arrangeant de nouveau l'expression (2.8), on obtient :

Pour les réacteurs complètement mélangés:

$$S_e/S_o = 1/(1 + k \cdot X_a \cdot t) \quad (5.1)$$

où

- $S_o$  :  $\text{DBO}_5$  totale à l'affluent [mg/L]
- $S_e$  :  $\text{DBO}_5$  soluble à l'effluent [mg/L]
- $k$  : constante cinétique d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  [mg/L.d]
- $X_a$  : teneur en MVS dans le réacteur [mg/L]
- $t$  : temps de rétention hydraulique en jours [d]

Pour les réacteurs partiellement mélangés:

$$S_e/S_o = FC/(1 + K \cdot t) \quad (5.2)$$

où

- $S_o$  :  $\text{DBO}_5$  totale à l'affluent [mg/L]
- $S_e$  :  $\text{DBO}_5$  soluble à l'effluent [mg/L]
- $K$  : constante cinétique d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  [ $\text{d}^{-1}$ ]
- $t$  : temps de rétention hydraulique en jours [d]



FC est le facteur de correction pour tenir compte du relargage de  $\text{DBO}_5$  par la destruction des solides accumulés au fond du réacteur

La correction pour différentes températures a été effectuée à l'aide de l'équation suivante :

$$k_T = k_{20} (\text{Thêta})^{(T-20)} \quad (5.3)$$

où

$k_T$  : constante cinétique à la température T, [ $\text{d}^{-1}$ ]  
 $k_{20}$  : constante cinétique à 20 °C [ $\text{d}^{-1}$ ]  
 (Thêta) : coefficient de correction de température  
 T : température [°C]

#### 5.5.2 Vérification et correction des données

##### Utilisation des données mesurées à l'affluent

La méthode de préparation de l'alimentation des réacteurs ainsi que la cédule des analyses ont nécessité un exercice de vérification et de correction des données mesurées aux eaux usées servant à alimenter les deux systèmes de réacteurs. Quatre cuvées d'eaux usées à alimenter aux réacteurs étaient préparées à chaque semaine, dont trois cuvées d'une durée de deux jours et une cuvée d'une durée d'une journée.

Afin de caractériser les eaux usées alimentées, un échantillon du mélange était prélevé au moment de la préparation de chaque cuvée; la deuxième journée des cuvées de deux jours était considérée comme ayant des caractéristiques équivalentes à celles de la première journée. La dégradation du contenu du réservoir d'alimentation a fait l'objet de vérifications. Les résultats ont permis de conclure que l'utilisation, sans correction, des données mesurées introduisait un facteur d'erreur de 2 %, soit bien en deçà de la

marge d'erreur analytique elle-même. Il a donc été décidé d'utiliser les données mesurées sans correction.

#### **Facteur de correction (FC)**

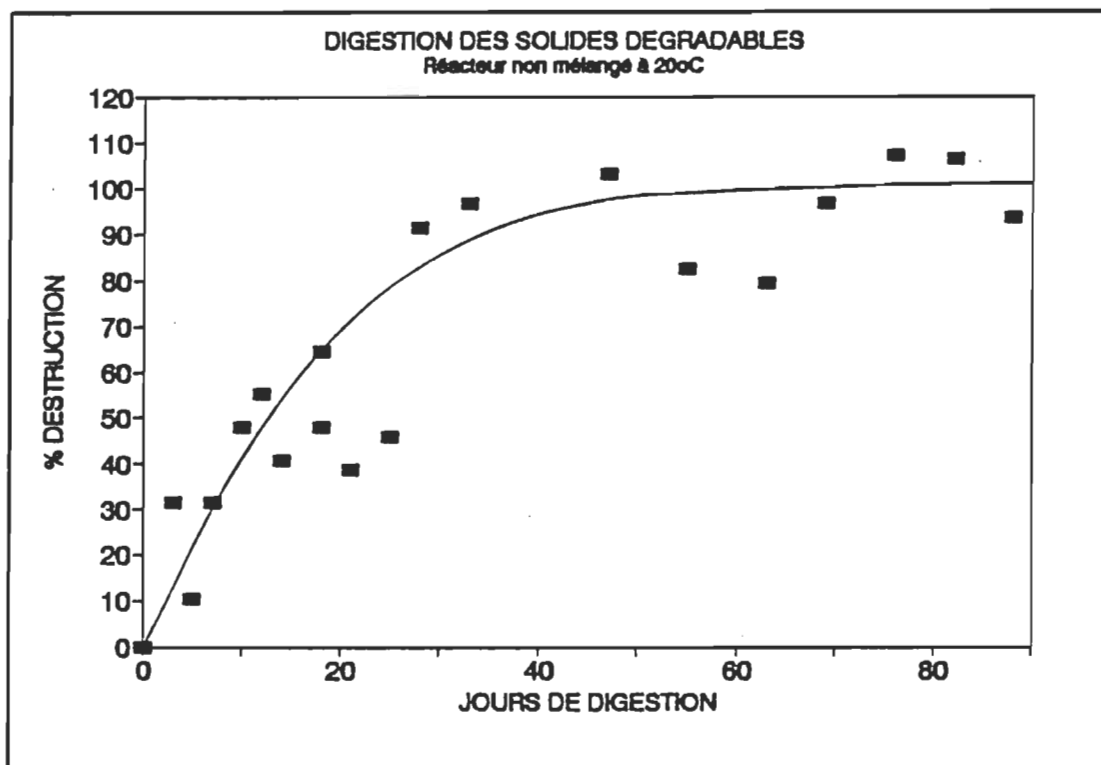
Pour le cas des réacteurs partiellement mélangés, il avait été reconnu, dès le début de l'étude, que la similitude entre le réacteur à l'échelle pilote et le réacteur pleine grandeur était plus difficile à réaliser que pour des réacteurs complètement mélangés. A cause de la déposition constante de nouveaux solides alimentés avec l'affluent du réacteur partiellement mélangé, celui-ci n'atteint pas nécessairement un degré d'équilibre aussi rapidement qu'un réacteur complètement mélangé. Le facteur de correction F.C. utilisé dans l'expression (5.2) a pu être approximé par des essais de digestion des boues à 20 °C dans une cuvée sans mélange.

La destruction des matières volatiles en suspension (MESV) dans la cuvée mentionnée plus haut s'est poursuivie en tendant vers une valeur asymptotique appelée teneur en matières en suspension volatiles non dégradables. La différence entre les matières en suspension volatiles au début de l'essai et les matières en suspension volatiles non dégradables s'appelle la teneur en matières volatiles en suspension dégradables.

Par contre, l'examen des matières dissoutes volatiles (MDV) montre une augmentation de celles-ci du début jusqu'au 30e jour de digestion environ, pour ensuite diminuer graduellement jusqu'à la fin de la période d'évaluation. Cette augmentation de matières dissoutes volatiles est en effet, due au phénomène de relargage, créé par la digestion des matières volatiles en suspension. La diminution des matières volatiles dissoutes est essentiellement due à l'activité biologique de la biomasse, utilisant la matière organique dissoute comme substrat. Lorsqu'on examine le graphique

du pourcentage de destruction des matières en suspension volatiles dégradables en fonction du temps, présenté à la figure 5.22, on voit que le processus est pratiquement complété (90 %) au 30<sup>e</sup> jour.

Ainsi, durant la période plus active de la digestion (0 à 30 jours), le taux de relargage est plus élevé que le taux d'utilisation du substrat, d'où une augmentation des matières dissoutes volatiles (MDV). Lorsque la digestion est pratiquement complétée, le taux de relargage devient négligeable devant le taux d'utilisation du substrat et les matières dissoutes volatiles diminuent. Si on compare donc les périodes de 0 à 30 jours et 30 à 60 jours, on peut en déduire le taux de relargage de matières dissoutes volatiles (MDV) due à la digestion de matières en suspension volatiles (MESV).



**FIGURE 5.22** Digestion des solides dégradables en fonction du temps (à 20 °C) pour réacteur non mélangé

Ainsi, pour 0 - 30 jours, on a :

$$\text{taux net}_1 = (\text{taux de relargage}) - (\text{taux d'utilisation})$$

et pour 30 - 60 jours, on a :

$$\text{taux net}_2 = \text{taux d'utilisation}$$

$$\text{Taux relargage} = \text{taux net}_1 + \text{taux net}_2$$

$$\text{Taux net}_1 = (210 - 80)/30 = 4,33 \text{ mg/L/d MDV}$$

$$\text{Taux net}_2 = (210 - 130)/30 = 2,67 \text{ mg/L/d MDV}$$

$$\text{Taux de relargage} = 7,00 \text{ mg/L/d MDV}$$

Ce taux de relargage doit cependant être transformé en équivalent  $\text{DBO}_5$ . Cette transformation a été effectuée en associant la valeur de 1,42 g de  $\text{O}_2$  ( $\text{DBO}_{21}$ ) par g de MDV et la moyenne du ratio de  $\text{DBO}_5$  soluble à  $\text{DBO}_{21}$  soluble déterminée pour l'effluent intermédiaire (0,5). On peut donc exprimer le taux de relargage en termes de  $\text{DBO}_5$  de la façon suivante :

$$\begin{aligned} \text{Taux de relargage} &= 7,00 \text{ mg/L/d MDV} \times \frac{1,42 \text{ mg } \text{DBO}_{21}}{\text{mg MDV}} \times \frac{0,5 \text{ mg } \text{DBO}_5}{\text{mg } \text{DBO}_{21}} \\ &= 4,97 \text{ mg/L/d } \text{DBO}_5 \end{aligned}$$

Cependant, pour l'essai de digestion, les solides étaient plus concentrés dans la cuvée qu'ils ne l'étaient dans les réacteurs ayant servi aux essais pilotes de traitement des eaux usées. Pour être utilisable comme facteur de correction, le taux de relargage devra être ramené en un taux spécifique par unité de masse de MESV dans le réacteur durant la période de relargage (volume de 15 litres).

$$\begin{aligned} \text{Taux de relargage spécifique} &= (4,97 \times 30 \text{ d}) / ((210 + 120)/2) \times 15 \text{ L} \\ &= 0,0602 \text{ mg/L } \text{DBO}_5/\text{mg MESV} \end{aligned}$$

En faisant le même exercice pour la digestion à 4 °C non mélangée, on retrouve un taux de relargage spécifique égal à 0,04599 mg/L DBO<sub>5</sub>/mg MESV.

La comparaison du taux de relargage spécifique à 20 °C et à 4 °C détermine un coefficient de température (1,017) permettant de calculer le taux de relargage spécifique aux températures d'opération des réacteurs partiellement mélangés durant les essais.

Ainsi, si on examine les conditions moyennes d'opération du réacteur partiellement mélangé (sans N & P), en phase 1, on avait à l'affluent:

DBO<sub>5</sub> totale : 45 mg/L  
MESV : 119 mg/L

La température du réacteur étant de 22 °C, on calcule un taux de relargage spécifique de 0,0622 mg/L DBO<sub>5</sub>/mg MESV. Selon la discussion faite précédemment, il faut aussi ajouter à la DBO<sub>5</sub> totale de l'affluent, une quantité de DBO<sub>5</sub> contribué par le relargage causé par la fermentation des MESV contenus dans l'affluent. La DBO<sub>5</sub> supplémentaire contribué par les solides est de:

$$(119 \text{ mg/L MESV}) \times (0,0622 \text{ mg/L DBO}_5/\text{mg MESV}) = 7,4 \text{ mg/L DBO}_5$$

La valeur de FC pour la phase 1 serait donc de:

$$FC = (45 + 7,4)/45 = 1,16$$

Les facteurs de correction ont ainsi été calculés pour les différentes phases des essais:

. Phase 1	1,16
. Phase 2	1,04
. Phase 3	1,11

### 5.5.3 Calcul des constantes cinétiques

Le calcul des constantes cinétiques a été effectué à l'aide des modèles précédemment décrits et des valeurs moyennes des paramètres requis pour le calcul. Ces valeurs moyennes ont été obtenues en complétant les valeurs mesurées par des valeurs extrapolées. Les méthodes d'extrapolation sont décrites ci-après.

#### Réacteurs complètement mélangés

##### Pour l'affluent:

- . DCO valeur de la deuxième journée des cuvées de deux jours assumée comme celle de la première journée. Cuvée de week-end, DCO mesurée sur place utilisée.
- . DBO<sub>5</sub> valeur de la deuxième journée des cuvées de deux jours assumée comme celle de la première journée. Cuvée de week-end calculée à partir de DCO et ratio moyen DBO<sub>5</sub>/DCO pour toute la période de génération de données.

##### Pour l'effluent:

- . DCO et DBO<sub>5</sub> extrapolées en assignant aux journées situées dans l'intervalle entre deux valeurs mesurées, la valeur moyenne des deux valeurs mesurées.

Le calcul des valeurs moyennes a été fait en décalant les dates de l'affluent par rapport à celles de l'effluent (pour tenir compte du temps de rétention hydraulique). Ce temps était de cinq jours pour le système I et de trois jours pour le système II.

Description	T (°C)	TRH (jour)	k (T) (d <sup>-1</sup> )	Coefficient température théa	k (20) (d <sup>-1</sup> )	K (T) (d <sup>-1</sup> )	K (20) (d <sup>-1</sup> )
Réacteurs complètement mélangés (sans N & P)							
Phase 1	22	4,3	0,0289	1,1049	0,024		
Phase 2	4	4,0	0,0048	1,1049	0,024		
Phase 2*	20	2,2	0,0352	1,1049	0,035		
Phase 3	19	4,3	0,0154	1,1049	0,017		
Réacteurs complètement mélangés (avec N & P)							
Phase 1	22	2,1	0,1177	1,1049	0,096		
Réacteurs partiellement mélangés (sans N & P)							
Phase 1	22	6,5		0,9969		2,3236	2,338
Phase 2	11	6,0		0,9969		2,4052	2,338
Phase 2*	20	2,2		0,9969		3,3737	3,374
Phase 3	19	6,5		0,9969		1,34	1,336
Réacteurs partiellement mélangés (avec N & P)							
Phase 1	22	3,1		0,9969		4,9135	4,944

**TABLEAU 5.23****Résumé des constantes cinétiques de l'étude de traitabilité**

### Réacteurs partiellement mélangés

#### Pour l'affluent et l'effluent:

- . DCO et DBO<sub>5</sub> extrapolées en assignant aux journées situées dans l'intervalle entre deux valeurs mesurées, la valeur moyenne des deux valeurs mesurées.

Les constantes cinétiques ont été calculées pour chacun des réacteurs et pour chacune des périodes de génération des données. Les équations utilisées pour les calculs apparaissent en détail à la section 2.5 du présent rapport. Le tableau 5.23 résume les valeurs de toutes les constantes évaluées ainsi que les valeurs des coefficients de correction pour la température.

### Réacteurs complètement mélangés

La comparaison entre la phase 1 et la phase 2 des réacteurs complètement mélangés permet de constater l'effet de la température sur le système: la constante cinétique déterminée pour la phase 2 est environ six fois plus faible que celle de la phase 1. Les constantes de la phase 1 et de la phase 2 ont été utilisées pour le calcul du coefficient de correction de la température (1,1049). Ce coefficient a été, en retour, utilisé pour la détermination des constantes cinétiques à 20 °C. La valeur de  $k_{20}$  est de 0,024.

Durant la phase 2, l'addition d'azote et de phosphore au système II a été interrompue. C'est pourquoi les données de ce système générées durant cette phase ont été regroupées avec celles du système I pour comparaison. Ces données apparaissent sous la désignation phase 2\* dans le tableau. La génération des données de la phase 2\* n'aura duré finalement qu'une seule semaine. Cependant, l'intérêt des résultats obtenus incite à les présenter. Si on compare les valeurs de  $k_{20}$  de la phase 2\* avec celles des phases



1 ou 2, on constate une augmentation de la constante cinétique (0,035 versus 0,024), montrant une performance plus élevée du système ayant le plus faible temps de rétention. Ce phénomène avait déjà été constaté par d'autres auteurs [18] et s'explique par le fait que les eaux usées contiennent une variété de substances n'ayant pas toutes le même taux de biodégradation. Les substances facilement biodégradables seront assimilées beaucoup plus rapidement, soit dans les premiers jours de rétention, laissant les substances moins biodégradables à être assimilées par la biomasse dans les jours subséquents avec un taux beaucoup plus faible. Comme c'est le taux moyen qui est mesuré en comparant l'entrée et la sortie, un réacteur ayant un temps de rétention plus faible aura un taux moyen apparent plus élevé.

A cause de ce phénomène, on ne peut comparer directement la phase 1 sans addition de N & P et la phase 1 avec addition de N & P parce la différence inclut l'effet combiné de l'addition des substances nutritives et du temps de rétention plus court. L'effet de l'addition des substances nutritives est plus comparable entre la phase 1 (avec N & P) et la phase 2\*. Cette comparaison montre que l'addition de substances nutritives multiplie la constante cinétique par un facteur de 2,7 (0,096 par rapport à 0,035).

Durant la phase 3, les caractéristiques de l'alimentation ont changé à cause de l'inclusion, dans le mélange des eaux usées, d'une portion d'échantillon provenant d'un procédé de désencrage. Les valeurs moyennes des paramètres analysés sont en effet plus élevées pour cette période. La constante cinétique (0,017) évaluée pour cette série d'essais est plus faible de 29 % si on la compare à la constante déterminée lors de la phase 1. La même comparaison effectuée entre les constantes cinétiques évaluées à partir de la  $\text{DBO}_5$  soluble de l'affluent montre une diminution du même ordre (31 %) entre la phase 1 et la phase 3. Ces valeurs plus faibles pour la constante cinétique lors de la phase 3 sont une

indication de la présence de substances plus résistantes à la biodégradation dans les eaux usées, vraisemblablement en provenance du procédé de désencrage.

### Réacteurs partiellement mélangés

Les valeurs numériques des constantes évaluées pour ces réacteurs sont beaucoup plus élevées que celles des réacteurs complètement mélangés, à cause du modèle différent utilisé pour traiter les données. Cependant un réacteur de ce type, fonctionnant en série à la suite d'un réacteur complètement mélangé, reçoit un affluent dont les caractéristiques sont très différentes d'une eau usée normale. Une forte proportion de la DBO<sub>5</sub> provient des matières en suspension (40 à 70 %) par rapport à une proportion beaucoup plus faible si les eaux usées avaient été alimentées directement au réacteur partiellement mélangé (4 à 9 %); ceci aurait tendance à augmenter la performance apparente des réacteurs. Par contre, dans le cas du réacteur facultatif, on parle plutôt d'un taux de digestion de la matière organique (MVES) plus un taux de réduction d'une portion de pollution organique beaucoup moins dégradable que celui dans la cellule complètement mélangée. Il est difficile d'évaluer l'effet net de ces deux facteurs. Cependant les valeurs numériques des constantes évaluées tiennent compte, globalement, de ces facteurs.

A cause des différentes températures d'opération entre la phase 1 et la phase 2, un coefficient de température (0,9969) a aussi pu être évalué dans le cas des réacteurs partiellement mélangés, en comparant les constantes cinétiques calculées. Ce coefficient a par la suite été utilisé pour ramener toutes les constantes à 20 °C. Pour les réacteurs partiellement mélangés,  $K_{20}$ , pour les phases 1 et 2 a été évaluée à 2,338.

Il faut noter ici le fait que le réacteur partiellement mélangé a

une constante cinétique  $K_T$  plus élevée (2,4052) en phase 2 qu'en phase 1 (2,3236), bien qu'il ait opéré à une température plus faible (11 °C par rapport à 22 °C). Ce phénomène peut s'expliquer par le fait que le réacteur partiellement mélangé opérait en séquence du réacteur complètement mélangé. En phase 1, le réacteur complètement mélangé enlevait la forte majorité des substances biodégradables, laissant le réacteur partiellement mélangé s'attaquer à des substances plus résistantes à la biodégradation. Il est probable que celui-ci opérait en deçà de sa capacité en phase 1. En phase 2, par contre, le réacteur complètement mélangé, à 4 °C, dégradait une plus faible partie des substances facilement biodégradables, laissant plus de ces substances à dégrader par la biomasse du réacteur partiellement mélangé. A la température de celui-ci (11 °C), la biomasse a travaillé plus à sa capacité qu'en phase 1, d'où la valeur numérique plus élevée pour  $K_T$ .

De même que dans le cas des réacteurs complètement mélangés, on peut constater une augmentation de la constante cinétique à la phase 2\* (3,374), par rapport à la phase 1 (2,338), qui s'explique par le plus faible temps de rétention hydraulique dans le réacteur de la phase 2\*. On ne peut, dans le cas des réacteurs partiellement mélangés, comparer la phase 2\* avec la phase 1 (avec N & P) pour isoler l'effet de l'addition des substances nutritives, puisque la comparaison inclut l'effet combiné du temps de rétention différent et de l'addition de substances nutritives.

En phase 3, la valeur numérique de la constante est aussi plus faible qu'en phase 1 (1,336). Cependant, alors que la constante avait chuté de 29 % dans le cas des réacteurs complètement mélangés, elle a diminué de 43 % dans ce cas-ci, confirmant là aussi la présence de substances plus résistantes à la biodégradation résultant de l'inclusion des eaux usées du procédé de désencrage dans le mélange de l'alimentation des réacteurs.

### Coefficients de température (thêta)

Les essais de la phase 1 et de la phase 2 du système I (sans N & P) ont été planifiés, dès le départ, à deux températures différentes, expressément dans le but de vérifier l'effet des variations de température et de développer un coefficient de température spécifique pour le mélange des eaux usées de la municipalité et de l'industrie.

Les valeurs numériques des coefficients de température apparaissent, elles aussi, au tableau 5.23. Un coefficient différent a été évalué pour les réacteurs complètement mélangés et partiellement mélangés. La valeur  $\theta$  de 1,1049 trouvée pour les réacteurs complètement mélangés recoupe certaines des valeurs les plus élevées rapportées dans la littérature. La valeur à la hausse du coefficient de température montre que les performances du système sont très sensibles aux variations de température; on voit d'ailleurs, à 4 °C, la qualité de l'effluent se détériorer grandement.

Une valeur plus faible de  $\theta$  (0,9969) a été calculée pour les réacteurs partiellement mélangés. Une partie de l'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  totale s'effectue par décantation des solides contenus dans l'affluent. Ce processus, plutôt physique, pourrait être moins affecté par la température que le processus biologique d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$ .

#### 5.5.4 Validation du modèle et des constantes cinétiques

Dans le but de valider les modèles utilisés ainsi que les valeurs des constantes déterminées au cours des essais, une comparaison a été effectuée avec les valeurs retrouvées dans diverses autres sources.

Cette comparaison s'est avérée un exercice plus difficile que prévu. En effet, plusieurs valeurs numériques de  $k$  sont rapportées dans plusieurs articles, mais les variations importantes ( $k$  varie de 0,005 à 2,2) ne permettent pas de les comparer facilement. En fait, dans la comparaison des modèles et des valeurs numériques dérivées à partir de ces modèles, il est important de s'assurer que les données sont compatibles (comme, par exemple, si les  $\text{DBO}_5$  totales ou solubles ont été utilisées). Une autre donnée très importante pour la comparaison est de connaître le régime de mélange du réacteur où le modèle a été appliqué (complètement mélangé ou partiellement mélangé). Ces informations ne sont pas toujours clairement indiquées dans les références consultées. Cependant, lorsque les informations le permettaient, les valeurs retrouvées dans les sources de référence ont été recalculées et transposées dans le modèle des essais pilotes pour une comparaison des valeurs numériques sur la même base. Dans d'autres cas, il a été nécessaire de recalculer et transposer les données des essais pilotes pour effectuer une comparaison valable avec les valeurs retrouvées dans d'autres sources. Dans un cas particulier, aucune comparaison n'a été effectuée parce qu'il était clair que le procédé où le modèle avait été appliqué était très différent des procédés utilisés pour l'étude de traitabilité.

Le tableau 5.24 résume l'exercice de validation des constantes cinétiques. Une comparaison directe avec les valeurs déterminées durant les essais pilotes a pu être effectuée dans le cas de la publication de SPRINGER, après transposition. De même, les données d'opération des étangs d'ESPANOLA ont pu être utilisées avec le modèle des essais pilotes pour calculer les constantes cinétiques.

Auteurs	Réf. n°	Modèle utilisé	Valeurs autres sources	Valeurs autres sources transposées	Valeurs essais pilotes	Valeurs essais pilotes transposées
Springer, A.M.	[2]	MONOD Michaelis-Menten $q = (q_{\max}/K_s) \cdot S$	$q_{\max} = 2,2$ $K_s = 150$	$k = 0,0147$	C.M. $k = 0,017$ à $0,096$	
Barkley, W.A. & Sackellares, R.W.	[19]	ECKENFELDER $Se/So = 1 / (1+Kt)$	$K = 0,65$ à $1,2$			C.M. $K = 0,61$ à $0,97$
Beychok, M.R.	[33]	ANONYME $R = (So - Se) / t$ $R = k \cdot (So - 30)$	$K = 0,165$ à $0,395$			P.M. & C.M. $k = 0,240$ à $0,486$
Eischen, G. & Keenan, J.D.	[34]	MONOD Michaelis-Menten $q = (q_{\max}/K_s) \cdot S$		$k = 0,18$	C.M. $k = 0,017$ à $0,096$	P.M. $k = 0,0027$ à $0,0124$
Barton, D.A.	[35]	ECKENFELDER $Se/So = 1/(1+kt)$	$K = 0,005$ à $0,133$		Valeurs non comparables parce que modèle appliqué à des étangs non aérés	
Espanola	[10]	Même modèle que les essais pilotes C.M. $Se/So = 1/(1+kXat)$	$k = 0,02$		C.M. $k = 0,017$ à $0,096$	

C.M.: Réacteurs complètement mélangés

P.M.: Réacteurs partiellement mélangés

**TABLEAU 5.24**

**Comparaison des constantes cinétiques avec quelques modèles**

Dans ces deux cas, les valeurs des constantes cinétiques déterminées lors des essais pilotes sont comparables et se recoupent avec celles des autres sources. Pour ce qui est des comparaisons avec BARKLEY & SACKELLARES, BEYCHOK, mais transposées cette fois dans un autre modèle, les données des essais pilotes ont été transposées dans un modèle équivalent à celui utilisé dans la source de référence. La correspondance des valeurs numériques pour cette série de comparaisons est elle aussi assez bonne.

La comparaison avec la valeur utilisée par EISCHEN & KEENAN est faible, mais l'auteur indique lui-même dans sa publication, que la constante utilisée est inadéquate pour la prédiction des performances d'un réacteur complètement mélangé. Il a utilisé cette constante pour simuler les performances d'un réacteur partiellement mélangé en l'assimilant à une série de quatre réacteurs complètement mélangés. La comparaison avec les modèles utilisés pour l'étude de traitabilité est, dans ce cas, inadéquate.

Enfin aucune comparaison n'a été tentée avec les résultats de BARTON à cause de la différence du procédé de traitement.

Il ressort de la comparaison avec les valeurs retrouvées dans d'autres sources, que le modèle utilisé lors des essais pilotes, ainsi que les valeurs numériques déterminées lors de ces essais, sont valables et comparables à celles de ces autres sources.

#### 5.5.5 Sommaire

Les données générées par l'opération des deux systèmes de traitement, pour les trois phases du programme expérimental, ont été utilisées dans des modèles (cinétiques) afin d'en déterminer la valeur numérique des constantes cinétiques. Les modèles cinétiques ainsi que les valeurs numériques déterminées ont été validées par comparaison avec des valeurs retrouvées dans d'autres sources,

incluant des références issues de la littérature, des données d'une autre étude de traitabilité et des données d'opération d'étangs réels pleine grandeur, traitant des eaux usées de pâtes et papiers.

Le tableau 5.25 présente les constantes cinétiques évaluées afin de modéliser le système de traitement par lagunage à double niveau d'aération. Au tableau 5.26 sont présentées les constantes cinétiques pour le traitement des eaux contenant une portion d'effluents désencrés.

CONDITIONS D'OPÉRATION	CELLULE COMPLÈTEMENT MÉLANGÉE	CELLULE PARTIELLEMENT MÉLANGÉE
Sans azote (N) et phosphore (P)	$k = 0,024$	$K = 2,338$
Avec azote (N) et phosphore (P)	$k = 0,096$	$K = 4,944$

**TABLEAU 5.25** Cinétique de traitement par lagunage à double niveau d'aération pour les eaux usées d'East Angus et de Cascades

CONDITIONS D'OPÉRATION	CELLULE COMPLÈTEMENT MÉLANGÉE	CELLULE PARTIELLEMENT MÉLANGÉE
Sans azote (N) et phosphore (P)	$k = 0,017$	$K = 1,336$

**TABLEAU 5.26** Cinétique de traitement pour les eaux usées d'East Angus et de Cascades (phase 3 avec désencrage)



De plus, il a été possible d'établir avec plus de précision les valeurs numériques des coefficients de correction de température (thêta) pour les cellules de traitement de type complètement mélangées et partiellement mélangées.

	CELLULE COMPLÈTEMENT MÉLANGÉE	CELLULE PARTIELLEMENT MÉLANGÉE
Thêta ( $\Theta$ )	1,1049	0,9969

**TABLEAU 5.27** Coefficients Thêta ( $\Theta$ ) de correction de la température pour les cinétiques de traitement

Au cours de l'étude, toutes les constantes cinétiques ont pu être établies en utilisant la DBO<sub>5</sub> totale à l'affluent du réacteur et la DBO<sub>5</sub> soluble à l'effluent. Le modèle utilisé pour les réacteurs complètement mélangés a été différent de celui utilisé pour les réacteurs partiellement mélangés. Dans ce dernier cas, un facteur de correction (FC) a aussi été incorporé pour tenir compte du relargage de matières organiques résultant de la fermentation des solides déposés au fond des réacteurs.

Selon les résultats des essais, si la conception du système de traitement à East Angus prévoit un système double d'étangs aérés dont le premier est complètement mélangé et le second partiellement mélangé, les valeurs présentées aux tableaux précédents devraient être utilisées lors de la conception des ouvrages pleine grandeur.

## 5.6 Estimation de la production de boues

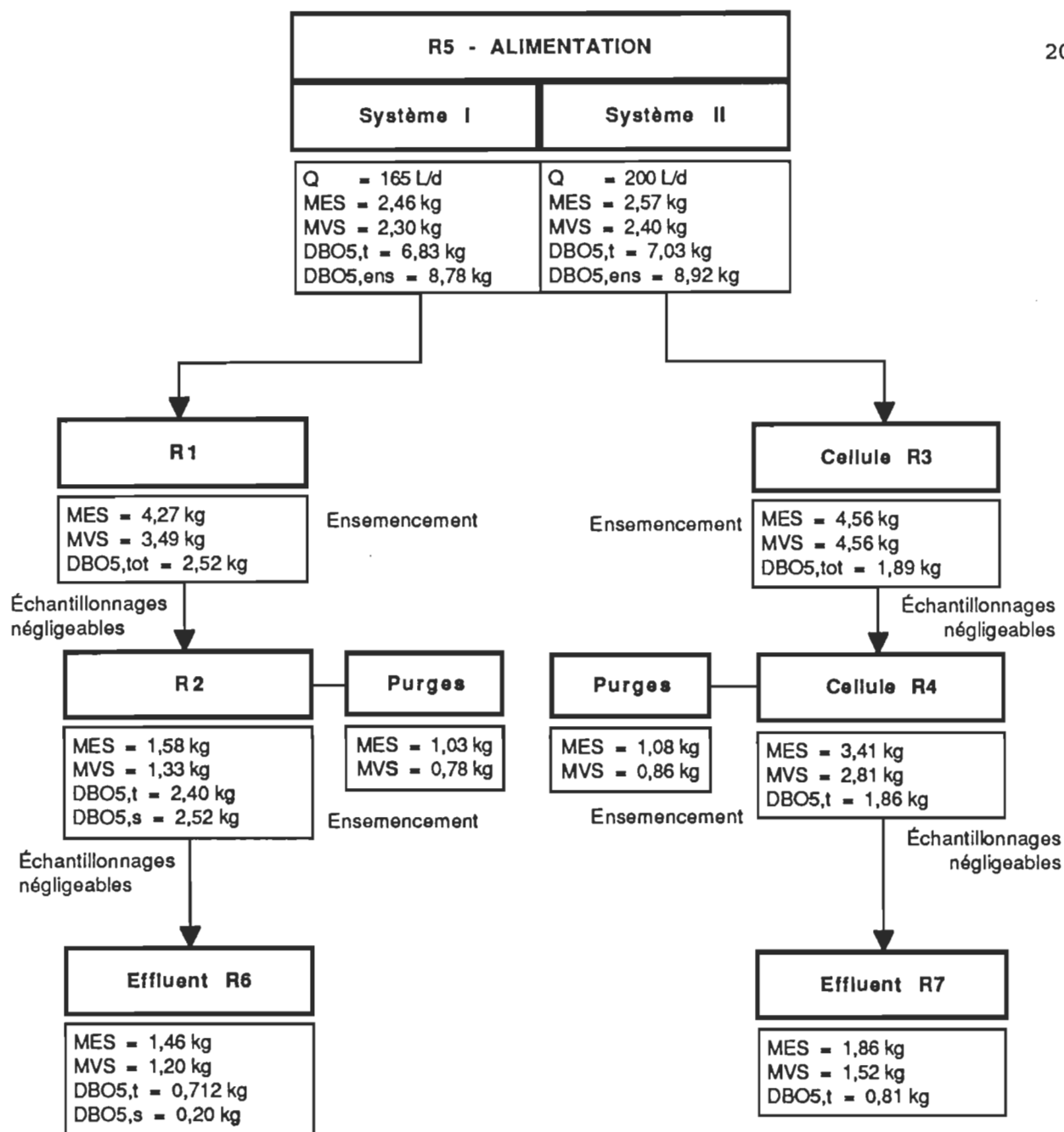
Il est possible d'estimer la production de boues associée à une installation pleine grandeur d'un traitement par lagunage à double niveau d'aération.

Lors de l'évaluation de cette accumulation, il y a lieu de connaître quelques paramètres-clés, notamment:

- . le coefficient de synthèse  $Y$  (coefficient de biomasse, taux de production de boues); ce coefficient est le rapport de la biomasse synthétisée par unité de substrat consommé;
- . le taux de décomposition de solides accumulés au fond de la lagune facultative (cellule partiellement mélangée);
- . le coefficient de respiration endogène qui affectera la production de solides (volatils) dans le système complètement mélangé;
- . le pourcentage de matières volatiles (à l'affluent) biodégradables et non biodégradables.

Les sections suivantes présentent l'évaluation de ces paramètres menant à l'estimation de la production de boues. Les caractéristiques actuelles des effluents de même que les résultats obtenus à l'échelle pilote ont été utilisés.

La figure 5.23 présente le schéma du bilan de boues de l'usine pilote pour les trois phases de l'étude de traitabilité. Tous les paramètres ayant servi lors des calculs du bilan massique des deux systèmes de traitement y sont reproduits. Les quantités exprimées en masse [kg] sont associées à toute la durée des essais incluant les périodes dites d'acclimatation.



DBO5,s: DBO5 soluble

DBO5,t: DBO5 totale

DBO5, ens: DBO5ensemencée avec l'effluent pilote

**Figure 5.23** Schéma du bilan de boues massique de l'usine pilote pour les trois phases

### 5.6.1 Matières volatiles biodégradables et non biodégradables

La notion de MVES biodégradables et non biodégradables est très importante dans l'évaluation de solides. La fraction des MVES non biodégradables s'évalue suivant la méthode McKinney [15] qui présente une relation entre DCO totale et soluble et la DBO ultime (DBO<sub>21</sub>), totale et soluble. Cette relation est la suivante:

$$\frac{MVES_{NB}}{MVES} = \frac{DCO_t - DCO_s - DBO_{ut} - DBO_{us}}{DCO_t - DCO_s} = 0,46 \quad (2.9)$$

En appliquant cette méthode aux eaux usées combinées de Cascades et de la ville d'East Angus, on obtient un pourcentage de matières volatiles non biodégradables de l'ordre de 46 %.

Ce fort pourcentage suggère la nécessité de retenir la plupart des solides en suspension en amont du traitement biologique, pour réduire ainsi le taux d'accumulation de matières difficilement biodégradables dans le système.

### 5.6.2 Coefficient de synthèse Y

Le coefficient de biomasse Y correspond dans un système de traitement biologique, à la synthèse de matières volatiles à partir de la matière organique enlevée.

L'évaluation du coefficient de biomasse Y pour chaque système de l'usine pilote a été obtenue en utilisant les données du bilan de boues de l'usine pilote et présentée à la figure 5.23. Les quantités de matières volatiles ainsi que celles du substrat enlevé ont été utilisées afin de déterminer les coefficients de synthèse de la

biomasse (Y) associés aux deux systèmes. La formulation suivante a été utilisée:

$$Y = \frac{\Delta \text{MVES} - (f \times F_{\text{MVESo}}) + (B_t \times X_d \times \text{MVES})}{S_r}$$

Cette formule n'est en fait que l'expression 2.10 réarrangée. Les paramètres utilisés sont extraits de la figure 5.23.

**MVES** = masse de matières volatiles dans le système [kg]

**MVES** = production (quotidienne) de matières volatiles  
 = 4,500 kg/d (système I)  
 = 8,646 kg/d (système II)

**f** = fraction non biodégradable à l'affluent  
 = 0,46  
 ...

**F<sub>MVESo</sub>** = charge de MVES à l'affluent du système  
 = 2,3 kg MVES/d (système I)  
 = 2,4 kg MVES/d (système II)

**S<sub>r</sub>** = charge de substrat enlevé  
 = 8,068 kg DBO<sub>5</sub> (système I)  
 = 8,110 kg DBO<sub>5</sub> (système II)

**B<sub>t</sub>** = taux de diminution spécifique de la biomasse  
 = 0,05 d<sup>-1</sup>

**X<sub>d</sub>** = fraction biodégradable des MVES dans le système  
 = 0,54

Pour les deux systèmes de traitement, on obtient les valeurs suivantes de coefficients de synthèse de la biomasse:

$$Y_{\text{système I}} = 0,442 \frac{\text{mg MVES}}{\text{kg DBO}_5}$$

$$Y_{\text{système II}} = 0,795 \frac{\text{mg MVES}}{\text{kg DBO}_5}$$

Le coefficient de synthèse de la biomasse (Y) pour le système II à court temps de rétention est nettement supérieur à celui trouvé pour le système I à plus long temps de rétention. De tels coefficients permettent de supposer qu'un système à plus court temps de rétention (comme le système II) produirait éventuellement jusqu'à deux fois plus de boues qu'un système à long temps de rétention.

La valeur trouvée pour le système II est cohérente avec les coefficients rapportés dans la littérature [37] pour des systèmes opérant à fortes charges. Quant au système I, le coefficient observé est représentatif d'un système opérant presque en mode conventionnel.

### 5.6.3 Décomposition des matières volatiles

Pour évaluer le volume et la masse des boues qui risquent de s'accumuler dans les cellules facultatives du système, il est nécessaire de connaître, tel que mentionné précédemment, le taux de décomposition qui s'applique au niveau du dépôt de fond.

Pour évaluer le taux de décomposition des boues accumulées dans les cellules facultatives, des essais de digestion ont été effectués sur la totalité des boues produites lors des essais de traitabilité.

Ces essais de digestion ont fait ressortir que pour un réacteur complètement mélangé opérant à 17 %, une réduction de 35 % des matières volatiles (MVES) peut être obtenue. Pour le même type de

réacteur mais opérant cette fois à 5,5 °C, une réduction de 21 % a été mesurée. De la même façon, sur un réacteur non mélangé, on obtient une réduction de 46 % des MVES à une température de 17 °C et de 38 % à une température de 5,5 °C.

A partir de ces résultats, des taux de dégradation des matières volatiles (similaires pour des réacteurs de types mélangés et non mélangés) ont pu être estimés à des valeurs de:

$$K_d (5,5 \text{ °C}) = 0,014 \text{ à } 0,017 \text{ d}^{-1}$$

$$K_d (17 \text{ °C}) = 0,035 \text{ à } 0,036 \text{ d}^{-1}$$

$$K_d (20 \text{ °C}) = 0,042 \text{ à } 0,043 \text{ d}^{-1}$$

Pour ce qui est du coefficient de thêta ( $\theta$ ), celui-ci est estimé à 1,074. En appliquant ces taux de dégradation, il est possible, par une simulation informatique qui tient compte des matières volatiles déposées au fond des cellules partiellement mélangées et du taux de dégradation continue, d'évaluer les boues déposées au cours des années, mais aussi les boues résiduelles.

Pour le système I à long temps de rétention, il est possible de déterminer la production de boues. En supposant un apport quotidien de MVES de 100 kg, la simulation (de la décomposition) indique une masse totale de boues restantes égale à 20 765 kg par rapport à une masse de 36 500 kg de MVES entrée au système pour une période d'une année.

Il est possible d'estimer la quantité de boues entrant au système II en utilisant les coefficients de synthèse de la biomasse. A l'aide du bilan de boues utilisées pour évaluer le coefficient de biomasse de chaque système, on peut évaluer la production relative de matières volatiles. Pour un apport quotidien de 100 kg de MVES pour le système I, on évalue l'apport au système II à 147 kg de MVES. Pour une masse totale de 53 655 kg de MVES entrant chaque

année, la masse restante pour le système II à court temps de rétention serait de 30 550 kg de MVES.

Si l'approche précédente permet d'estimer l'accumulation de boues pour une période d'un an, il est possible par la relation (2.11) d'évaluer cette accumulation pour une période (N) plus longue [22].

$$M_t = \frac{M_0}{D_k} (1 - e^{-D_k}) \sum_{N=1}^N (e^{-D_k})^{N-1} \quad (2.11)$$

En utilisant les variables suivantes générées précédemment pour le système I:

$M_t$  = masse restante de matières organiques (MVES) déposée à la fin de l'année N, [kg]

$M_0$  = masse de matières organiques (MVES) entrant chaque  
= 36 500 kg

N = période de décomposition  
= 10 ans

$D_k$  = constante du taux de décomposition  
=  $\ln (M_1/M_0) / t = 0,564$   
 $M_1 = 20\,765$  kg

Si on assume une dégradation à long terme des boues de 20 % alors,

$D_k = 0,223$



L'accumulation des matières volatiles pendant dix ans serait de:

$$M_t = 36\,500 \text{ kg} \frac{(1 - e^{-0,564})}{0,564} \sum_{N=1}^{10} (e^{-0,223})^{N-1}$$

$$= 124\,556 \text{ kg}$$

Les calculs présentés ne représentent pas l'accumulation réelle de boues, mais uniquement la portion associée aux matières volatiles. L'accumulation totale peut être évaluée en additionnant les matières inertes aux matières volatiles.

Toutes les quantités de boues produites ont été établies à partir d'une base de calcul de 100 kg de MVES entrant au système I. Pour le système II, la quantité alimentée a été corrigée au prorata des boues générées par chaque système.

## 6 CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

Le traitement des eaux usées industrielles et en particulier son application au domaine des pâtes et papiers, peut s'avérer très complexe dans son application. Pour chaque usine, une solution distincte pourra être envisagée et nécessitera dans la plupart des cas, une approche très adaptée à ses caractéristiques propres.

Dans le cadre du programme d'assainissement des eaux de la ville d'East Angus conjointement avec celles de l'industrie Cascades, il fut décidé d'examiner en détail la traitabilité d'un effluent unique commun. Il va de soi que le traitement conjoint d'effluents présente un certain nombre d'avantages, par contre, il n'est pas sans poser certaines interrogations.

C'est pour répondre à toutes ces questions qu'a été entreprise, au mois de mai 1989, la présente étude de traitabilité. Pendant huit mois, l'opération d'une usine pilote de traitement a permis de générer une multitude de données relatives au traitement de ces eaux bien particulières.

Avec la fin des essais pilotes au mois de décembre 1989, une connaissance beaucoup plus complète du procédé de traitement, des caractéristiques des rejets, mais surtout de leur interrelation a pu être acquise. L'étude de traitabilité a permis de tirer les conclusions et recommandations suivantes:

### Variabilité de l'affluent

Pour toute la durée des essais, des fluctuations parfois importantes ont été enregistrées sur la qualité des eaux brutes acheminées au traitement. Ces fluctuations sont la plupart du temps associées à des fermetures de

département ("shut down"). Les fermetures à la pulperie sont celles qui auront le plus d'impact sur un traitement biologique futur, à cause des quantités parfois importantes de liqueur noire qui peuvent se retrouver à l'effluent.

Il sera plus prudent, lors de la conception de l'installation réelle de traitement, de prévoir une structure pour permettre le détournement et le stockage temporaire des effluents trop fortement contaminés. Une fois ceux-ci interceptés dans un réservoir ou bassin d'urgence, ils pourront être réintroduits de façon graduelle dans l'alimentation du procédé de traitement en respectant la capacité du système.

En procédant ainsi, presque tous les effluents de l'industrie devraient pouvoir être acheminés au traitement, moyennant des mesures pour permettre l'étalement dans le temps des surcharges à l'alimentation.

#### Désinfection de l'affluent

Les essais pilotes auront été l'occasion de mettre en lumière un problème particulier, associé à la présence d'eaux usées municipales dans l'alimentation du traitement. Il s'agit d'un phénomène de prolifération des coliformes dans les eaux brutes mixtes.

Lors de l'étude, des quantités anormalement élevées en coliformes tant à l'alimentation qu'à l'effluent ont été observées. Il est tout à fait possible (probable) qu'un problème de cette nature se produise à l'échelle réelle.

La température peut contribuer de façon importante à la prolifération des coliformes dans un milieu aquatique propice. La réglementation ne couvre pas la période hivernale de l'année et il est peu probable que leur présence pose des problèmes au cours de la saison froide. Il en va tout autrement au cours de l'été et plus particulièrement lors des mois de juillet et août. Ces mois sont caractérisés par des températures

ambiantes élevées mais aussi par des températures des effluents de l'usine qui atteignent leur maximum.

Il faudra envisager la désinfection des effluents traités, car elle constitue la seule approche efficace pour faire face à ce problème. D'emblée, la désinfection aux ultra-violets ne peut être envisagée à cause de la forte coloration des effluents associés aux procédés Kraft.

La solution, qui présente le plus d'intérêt, réside dans l'utilisation de l'effluent de la pulperie comme source de désinfection de l'effluent municipal. En procédant à la mise en contact de cet effluent avec l'effluent municipal, il est possible d'utiliser la très forte alcalinité du premier pour éliminer la présence des coliformes du second.

Il est à noter qu'un mélange global de tous les effluents ne permet pas d'obtenir cette désinfection. Pour arriver à faire une désinfection la plus complète possible, des pH de l'ordre de 11 et même 12 sont nécessaires. Par conséquent, l'effet de dilution obtenu lors du mélange semble diminuer le pouvoir désinfectant de l'effluent de la pulperie. Plusieurs essais en laboratoire se sont avérés prometteurs face à l'efficacité de cette méthode comme moyen adéquat de désinfection. Son intérêt est d'autant plus important que cette méthode ne nécessiterait que peu d'investissement pour sa mise en application.

#### Présence de $H_2S$ à l'effluent du condensat

L'effluent industriel constitué des condensats contaminés de la pulperie contient de faibles quantités de sulfure d'hydrogène ( $H_2S$ ). Ces gaz ont somme toute une solubilité très faible dans l'eau, de l'ordre de quelques mg/L dans le cas du sulfure d'hydrogène.

Il est possible de désorber ("strip") le sulfure d'hydrogène d'une solution aqueuse simplement par une forte agitation de cette dernière. Par conséquent, on peut s'attendre à ce que la simple turbulence de l'ef-

fluent effectue une désorption complète ("stripping") du rejet des condensats, très probablement au niveau des installations d'interception du condensat en amont du poste de pompage principal.

Pour de faibles concentrations de cet ordre, des problèmes de corrosion des structures de béton (associés à la présence de  $H_2S$ ) sont possibles, et nécessiteront des mesures de protection en conséquence. Par ailleurs, des désagréments associés à l'odeur de cette source d'effluent sont à envisager. Etant donné que les composés de soufre réduit totaux sont très volatils, ils devraient cependant être éliminés à la première occasion, par désorption naturelle.

A leur arrivée à la chaîne de traitement des eaux, les effluents ne devraient plus contenir que de très faibles concentrations de  $H_2S$  et autres dérivés de composés de soufre réduit totaux (SRT).

#### Neutralisation de l'affluent

L'effluent de la pulperie, qui constitue pour environ 50 % du débit total des effluents à traiter, est extrêmement alcalin.

Avec un pH moyen de l'ordre de 10,9, il ne fait aucun doute que la neutralisation du mélange des eaux brutes acheminé au traitement sera indispensable. Etant donné la constance des caractéristiques des rejets dans le temps, la neutralisation de l'affluent de l'usine de traitement ne doit être envisagée qu'en continu.

#### Choix du temps de rétention

Au cours des essais, deux temps de rétention ont été mis à l'étude: cinq et dix jours. Dès le départ est apparue la crainte que le temps de rétention de cinq jours pourrait être insuffisant. C'est pour cette raison qu'a été effectué l'ajout d'éléments nutritifs pour le système à court temps de rétention.

Globalement, il a été constaté que le système à long temps de rétention s'avérait plus stable et plus efficace comme mode de traitement. Les deux systèmes ont été aussi performants sur l'enlèvement de la portion soluble de la  $\text{DBO}_5$ . Cependant, le système à long temps de rétention est supérieur pour l'enlèvement de la DBO totale et la DBO ultime.

Quelques pointes importantes en DCO et en  $\text{DBO}_5$  à l'alimentation de l'usine pilote lors des essais ont fait ressortir l'avantage majeur d'un système à plus long temps de rétention. Etant donné que la qualité de l'alimentation au traitement est très variable, un temps de rétention plus long permet de tamponner cette charge de façon plus uniforme dans le temps.

En d'autres mots, un système à long temps de rétention sera toujours moins perturbé lorsque surviendront les pointes périodiques inévitables retrouvées dans les effluents de l'industrie. Non seulement le système à plus long temps de rétention est-il mieux en mesure d'absorber ces pointes, mais en plus, il peut maintenir une qualité d'effluent beaucoup plus uniforme.

Finalement, le dernier avantage que présente un système à plus long temps de rétention, c'est qu'il est plus efficace au niveau de l'enlèvement des MES. Au cours des essais, il fut constaté que l'effluent du système I ( $\text{TRH} = 10$  jours) générait à l'effluent traité des concentrations de niveau inférieur et beaucoup plus stables que le système II à court temps de rétention ( $\text{TRH} = 5$  jours). De plus, lors des essais, des boues flottantes ont pu être observées à la surface du système à court temps de rétention, ce qui laisse présager des problèmes beaucoup plus sérieux à l'échelle réelle. De plus, le système à court temps de rétention présentait une production de boues beaucoup plus importante que le système à dix jours.

Il est également utile de mentionner ici que le SERT (Service d'évaluation des rejets toxiques) du MENVIQ, dans sa note de service du 14

septembre 1990, a suggéré que le choix final de traitement se rapproche aussi fidèlement que possible de celui étudié pendant les essais de traitabilité. Ce service considère que le traitement pilote a produit un effluent traité environnementalement acceptable.

### Ajout d'éléments nutritifs

Lors de la conception initiale des essais à l'échelle pilote est apparue la crainte que le ratio généralement admis pour les éléments nutritifs alimentés ( $DBO_5/N/P$  de 100/2,5/0,5) ne soit rencontré par le mélange des effluents en présence. Il n'était alors pas possible d'affirmer avec certitude que le simple ajout d'eaux usées municipales aux effluents industriels constituait un apport suffisant d'éléments nutritifs au traitement biologique.

Les résultats obtenus lors de l'étude de traitabilité permettent de constater que les besoins nutritifs de la biomasse adaptée au traitement étaient probablement comblés par l'ajout de l'effluent municipal. Un seul point n'a pu être éclairci. Il est possible que, contrairement à l'hypothèse faite initialement, les effluents industriels contiennent une quantité non négligeable de composés à base d'azote et de phosphore, assimilables par les micro-organismes. Par conséquent, pour des effluents de même nature que ceux observés durant l'étude de traitabilité, l'ajout d'éléments nutritifs n'est pas nécessaire.

Par ailleurs, il est à souligner qu'un apport inutile d'éléments nutritifs (en quantité trop importante) peut avoir un effet néfaste sur la qualité de l'effluent. L'azote, sous sa forme ammoniacale, lorsque dosé en trop forte concentration, peut s'avérer toxique pour certains organismes de la faune aquatique, notamment la truite. On aura tout intérêt à ne pas surdoser les nutriments aussi bien pour ces raisons que pour des raisons économiques.

Le fait de ne pas avoir à considérer d'ajout d'éléments nutritifs pour effectuer le traitement des effluents aux conditions actuelles, constitue un point très important que l'usine pilote aura permis d'établir.

Cependant, l'examen de la liste exhaustive des produits chimiques utilisés par Cascades pour la production semble prouver que la contribution industrielle en éléments nutritifs (sous forme de N et P) n'est pas négligeable. Il est difficile de prévoir comment des changements éventuels de la production pourraient affecter, voire même éliminer cette contribution industrielle en éléments nutritifs.

Dans cette perspective, il serait préférable lors de la conception des ouvrages réels de prévoir quand même les installations de dosage des nutriments. Ne pas le faire, pourrait éventuellement pénaliser la municipalité lors de l'exploitation du traitement conjoint.

#### Conditions d'opération hivernale

Comme pour tous les systèmes de traitement de type biologique, la basse température et son influence sur le traitement constitue toujours un facteur important à cerner.

Dans le cadre des essais de traitabilité, il a pu être démontré que loin de diminuer le rendement global du traitement, la baisse de température n'affectait pas la qualité de l'effluent de façon notable, sauf en ce qui concerne la biodégradation des acides résiniques. A ces conditions de basses températures, les objectifs environnementaux quantitatifs pour ces substances, visant principalement la protection à long terme de la vie aquatique, ont été dépassés de façon importante sans pour autant qu'une toxicité aiguë de l'effluent ait été observée.

La baisse de température a pour principal effet d'améliorer, de façon importante, la décantabilité des eaux. Une étude sommaire du potentiel thermique des effluents de l'usine laisse présager que les conditions



d'opération, auxquelles le système fut soumis lors des essais, seraient bien en deçà des conditions réelles. Dans la réalité, des conditions de température supérieures auraient pour conséquence d'améliorer la qualité de l'enlèvement de la pollution au niveau de la première cellule de traitement. Par voie de conséquence, il en va de même de la qualité de l'effluent.

Somme toute, le système de lagunage à double niveau d'aération offre la possibilité de traiter adéquatement les effluents mixtes douze mois par année et ce, malgré les contraintes inhérentes au climat québécois.

### Cinétiques de traitement

L'étude de traitabilité à l'échelle industrielle a permis de déterminer les constantes cinétiques d'enlèvement de la pollution organique pour chacune des cellules constituant la chaîne de traitement considérée.

Ces constantes cinétiques se sont avérées plus faibles que celles déterminées lors des essais en cuvette, mais substantiellement plus élevées que celles obtenues par l'Ecole Polytechnique de Montréal. Parallèlement aux essais en cuvette, le ministère de l'Environnement a demandé que le Centre de Développement Technologique (CDT) effectue une étude de biotraitabilité des effluents de Cascades et d'East Angus, afin d'évaluer les paramètres biocinétiques  $K_e$  et  $\theta$ . Les valeurs obtenues par les chercheurs du CDT sont:

- avec ajout d'éléments nutritifs  
 $K_t = 0,28 \times 1,10 \text{ (T-20)}$
- sans ajout d'éléments nutritifs  
 $K_t = 0,19 \times 1,17 \text{ (T-20)}$

Etant donné que ces valeurs n'ont pas été jugées représentatives pour les rejets spécifiques en question (des étangs dimensionnés avec ces

constantes auraient dû avoir un temps de rétention excédent 50 jours), leur considération pour les essais de l'étude de traitabilité a été omise.

a) Cellule complètement mélangée

Pour le réacteur complètement mélangé, l'effet d'une baisse de la température d'opération de 20 à 4 °C se traduit par une réduction de la constante cinétique d'enlèvement de l'ordre de six fois. En second lieu, la comparaison entre le système faisant intervenir l'ajout d'éléments nutritifs et de celui sans ajout montre qu'il y a augmentation de la constante cinétique dans le premier cas. En d'autres mots, la performance du système à court temps de rétention semble meilleure sur le réacteur complètement mélangé à 20 °C.

Le phénomène s'explique par la différence de taux de biodégradabilité des substances présentes dans les eaux usées alimentées. C'est pour cette raison que la comparaison des premiers réacteurs des deux systèmes de traitement ne peut être faite directement pour la phase 1. Il n'est pas possible de comparer le système I sans addition de nutriments (N et P) avec le système II avec ajout de nutriments et court temps de rétention. L'effet combiné des deux variables (temps de rétention et nutriments) du système II empêche cette démarche.

Par contre, la comparaison sur un même système (II), des conditions avec et sans éléments nutritifs, a démontré que l'ajout de ceux-ci multiplie la constante cinétique par 3.

Pour ce qui est de l'alimentation d'effluents de désencrage, tel que réalisé lors de la phase 3, une diminution de l'ordre de 29-31 % des constantes cinétiques a été enregistrée. Cette diminution constitue une indication à l'effet qu'il pourrait y avoir eu introduction de substances plus résistantes à la biodégradabilité lors de la phase 3, avec ajout d'effluents de désencrage.

b) Cellules partiellement mélangées

Lorsque que les eaux atteignent les cellules partiellement mélangées, elles ont déjà subi un processus de dégradation important de la pollution. La matière organique plus résistante à la biodégradation est acheminée à cette cellule en provenance du réacteur complètement mélangé. L'augmentation de la constante cinétique, lors du passage de conditions d'opération de 22 °C à celle de 11 °C, permet d'établir que lorsque le rendement du deuxième réacteur est sollicité, ce dernier augmente.

Ainsi, lorsque le réacteur bien mélangé (R1) et fonctionnant à 4 °C dégradait moins de substances biodégradables, il permettait à celles-ci d'atteindre la biomasse du second réacteur (phases 2 et 3) où le taux de dégradation augmentait.

Pour ce qui est de l'effet d'addition de substances nutritives, celle-ci a pour conséquence de multiplier la constante cinétique par un facteur 2 pour les réacteurs de type partiellement mélangé.

Lors de la phase 3 mais également lors d'ajout de substances nutritives, une baisse de la constante cinétique était observée comme ce fut le cas pour le réacteur complètement mélangé. Cette baisse est cependant plus importante pour le réacteur complètement mélangé (43 %). La diminution est venue confirmer l'hypothèse selon laquelle il y a présence de substances plus résistantes à la biodégradation ou certaines substances inhibitrices de l'activité biologique des micro-organismes.

L'une des observations les plus intéressantes qu'a fourni l'étude des coefficients cinétiques, est une meilleure connaissance de l'impact de l'ajout d'éléments nutritifs sur la cinétique du traitement. Il a été constaté que ces constantes peuvent être améliorées substantiellement par l'ajout d'éléments nutritifs. Ce résultat pourrait

éventuellement être très intéressant lors de l'opération d'un système à grande échelle. En effet, si la charge polluante d'alimentation devait un jour augmenter de façon importante, l'ajout d'éléments nutritifs pourrait alors s'avérer une mesure économiquement rentable pour augmenter l'efficacité du traitement.

### Enlèvement de la toxicité

L'un des objectifs fondamentaux du traitement des eaux usées constitue en l'enlèvement de la toxicité aiguë et chronique des eaux alimentées au système. C'est sur la base de ce critère qu'il est possible de juger de son efficacité. Pour qu'un système soit envisagé comme solution de traitement, il doit absolument rendre l'effluent non toxique. En dépit de toutes les conditions auxquelles fut soumis le traitement à l'échelle pilote, les effluents générés se sont révélés non toxiques pour toute la durée des essais.

Pour des temps de rétention des systèmes de cinq et dix jours, l'effluent s'est révélé non toxique pour les deux cas. Par contre, la toxicité sur les eaux traitées du système II n'a été évaluée que pour des conditions à 20 °C et avec ajout d'éléments nutritifs. La toxicité de ce système n'a pas été mesurée pour des conditions de basses températures ni avec l'ajout d'effluents de désencrage. Le fait que le système à court temps de rétention ait produit un effluent non toxique laisse présager de la capacité accrue qu'offre le système à long temps de rétention (dix jours) pour s'acquitter de sa tâche. En effet, l'élimination de la toxicité est intimement liée au temps de rétention [5]. Par conséquent, même si les deux systèmes permettent de rencontrer l'objectif de toxicité, un temps de rétention de dix jours constitue un choix très judicieux parce qu'il offre une marge plus sécuritaire d'enlèvement de celle-ci. Cet enlèvement de la toxicité constitue l'un des avantages connus du système de traitement par lagunage à double niveau d'aération à long temps de rétention.

### Réduction des MES

Au cours des essais pilotes, il s'est avéré très difficile de contrôler le niveau des MES à l'effluent pour faire en sorte de rencontrer la norme établie à 40 mg/L.

Dans un système de traitement des eaux par lagunage, c'est le comportement au niveau de la cellule partiellement mélangée qui régit le niveau de MES à l'effluent. Il est extrêmement important d'avoir dans ce type de cellule une zone exempte de toute perturbation. La présence de perturbation provoque le maintien des particules qui, en conséquence, se retrouveront à l'effluent.

C'est la simulation de ce comportement partiellement mélangé à l'échelle pilote qui pose le plus de problème. Il est très difficile de reproduire, dans une cellule de petite dimension, le profil de MES susceptibles de se retrouver dans les étangs partiellement mélangés réels.

Même si les dépassements observés au système I (dix jours) ont été somme toute raisonnables (de l'ordre de 20 %), les essais obtenus à l'échelle pilote ne permettent pas de conclure que l'objectif environnemental pourrait être rencontré, de façon continue à l'échelle réelle. Ces observations sont toutefois cohérentes avec celles de la littérature [8].

Le système I à plus long temps de rétention permet d'obtenir des concentrations beaucoup plus près de cet objectif que le système II à court temps de rétention.

### Production de boues

Lorsque l'on envisage l'utilisation d'un traitement des eaux usées par voie de lagunage, il est très important d'évaluer aussi précisément que possible la quantité de boues qui sera générée par le système.

Si le temps de rétention global du système est suffisant, alors les boues produites peuvent être dégradées en bonne partie par une digestion anaérobie au fond des étangs partiellement mélangés. Cependant, lorsque la portion en MES alimentées contient une forte proportion de particules inertes et faiblement biodégradables. Par conséquent, le système accumule beaucoup de matières volatiles malgré la digestion anaérobie qui n'affecte que les matières volatiles actives.

Cette situation a été observée sur les effluents de l'usine Cascades à East Angus. Compte tenu du fait que le niveau de la DBO particulière de l'alimentation à l'usine pilote s'est maintenu à environ 10 % pour l'ensemble des essais, l'accumulation de solides risque d'être importante. Deux approches peuvent être envisagées pour réduire les accumulations potentielles de boues.

- 1° Laisser les MES d'origine fibreuse atteindre le système de traitement pour procéder périodiquement à des vidanges de boues au niveau de l'étang partiellement mélangé. La fréquence dépendant évidemment de la quantité de MES alimentées au système.
- 2° Procéder à l'interception des MES dès leur arrivée au système de traitement par l'installation de cellules de décantation localisées en amont du traitement.

La seconde approche est celle qui présente le plus d'intérêt. Il apparaît nettement plus simple de procéder à la vidange de petites cellules de décantation qu'à la vidange d'un étang partiellement mélangé, même si celles-ci doivent être plus fréquentes.

La vidange d'étangs constitue une opération difficile, onéreuse et de surcroît, la gestion des boues biologiques ainsi récupérées constitue encore aujourd'hui une situation quelque peu problématique.

Cette option risque de s'avérer difficile, car le traitement biologique doit être maintenu continuellement en fonction.

Les boues récupérées en amont quant à elles, de par leur composition essentiellement fibreuse, devraient poser beaucoup moins de problèmes lors de leur élimination.

#### Ajout d'effluent de désencrage

Très peu d'informations étaient disponibles relativement aux conditions d'opération de la future usine de désencrage intégrée à la nouvelle cartonnerie. Le fait d'avoir alimenté un affluent d'usine de désencrage potentiellement plus difficile à traiter que celui anticipé à East Angus, a constitué une excellente façon de mettre le système de traitement pilote à l'épreuve.

L'ajout de l'affluent de désencrage a modifié de façon notable la cinétique d'enlèvement de la pollution pour le système I. Par contre, globalement le taux d'enlèvement du système s'est maintenu à 90,4 % pour la DBO<sub>5</sub> totale et à 97,0 % pour la DBO<sub>5</sub> soluble. En fait, c'est au niveau des cellules considérées séparément qu'un changement a été remarqué. Le pourcentage d'enlèvement sur la première cellule a diminué quelque peu, mais pendant ce temps, celui de la deuxième cellule partiellement mélangée augmentait du même ordre.

En ce qui concerne les analyses de toxicité, l'effluent généré lors de la phase 3 s'est avéré non toxique (toxicité aiguë) pour tous les échantillons prélevés au cours des essais. L'analyse des paramètres non conventionnels et des substances polluantes dites prioritaires n'a pas montré d'écart appréciable par rapport à l'alimentation normale des deux phases précédentes.

Il est quelque peu difficile de spéculer sur les caractéristiques des effluents éventuels de la nouvelle cartonnerie et de son usine de désencrage. Cependant, sur la base des résultats obtenus lors de la phase 3, il est permis de croire qu'un système à long temps de rétention (système I; dix jours), tel que préconisé au cours de l'étude de traitabilité,

devrait permettre d'obtenir des résultats du même ordre, dans le cadre de l'opération d'installations réelles.

En définitive, la faisabilité du traitement conjoint des rejets de l'industrie Cascades et de ceux de la municipalité d'East Angus a été démontrée. Le système de lagunage à double niveau d'aération s'est révélé être une approche tout à fait adaptée au type de rejet en présence. Les rendements obtenus au niveau de l'enlèvement de la pollution biodégradable (>90 %) permettent d'espérer que l'efficacité du système sera adéquat au point de vue des objectifs de traitement.

La simplicité d'opération du système, la robustesse de celui-ci face aux fluctuations de son alimentation, mais surtout une grande efficacité aussi bien par temps chaud que froid, ont pu être vérifiées par la réalisation de l'étude de traitabilité à l'échelle pilote.

Sur la base des résultats obtenus, le traitement par lagunage à double niveau d'aération avec un temps de rétention d'au moins dix jours apparaît comme un procédé tout à fait adéquat au traitement conjoint des eaux usées de la ville d'East Angus et de l'industrie Cascades (East Angus) inc.



7      REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1]    LAVALLEE, H.C., "Traitements anti-pollution PNA-6008", Notes de cours (UQTR), 1990.
- [2]    SPRINGER, A., "Industrial Environmental Control", Pulp and Paper Industry, John Willey & Son, 1986.
- [3]    BRANION, R., "Waterborne Pollutants and their Effects, Environmental Protection and Pollution Control", Pulp and Paper Industry Conference, Montréal, Québec, 1990.
- [4]    LEACH, J.M., and al., "Identification of the Constituents of Kraft Pulping Effluents", CPAR report n° 11-4, Canadian Forestry Service, Ottawa, 1973.
- [5]    LEACH, J.M., and al., "Biodegradability of Toxic Compounds in Pulp Mill Effluents", British Columbia Research Council Report, 1977.
- [6]    MISA, "Kraft Mill Effluents in Ontario", Environment Ontario, 1988.
- [7]    EIKELBOOM, D.H., and al., "Microscopic Sludge Investigation Manual", TNO, 1981.
- [8]    ECKENFELDER, W., "Industrial Water Pollution Control", 2nd edition, McGraw-Hill, 1989.
- [9]    WILSON, R.W., "Aerobic Biological Treatment of Pulp and Paper Mill Effluents, Environmental Protection and Pollution Control", Pulp and Paper Industry Conference, Montréal, Québec, 1990.

- [10] LUONSI, A.A.O. and al., "Forest Industry Wastewaters - Biological Treatment", Pergamon Press, 1988.
- [11] RICH, L.G., "Dual Power Level Multicellular Aerated Lagoon Systems", TAPPI Environmental Conference, 1988, 187 p.
- [12] RICH, L.G., "Low Maintenance Mechanically Simple Wastewater Treatment Systems", McGraw-Hill, 1980.
- [13] RICH, L.G., "Design Approach to Dual Power Aerated Lagoons", ASCE Journal EE3, (532), 1982.
- [14] KOUZELL-KATSIRI, A., "Design Optimization for Dual Power Aerated Lagoons", WPCF Journal, vol. 59, #9, 1989, 825 p.
- [15] BENEFIELD, L.D., and al., "Biological Process Design for Wastewater Treatment", Prentice Hall inc., 1980.
- [16] SUNDSTROM, D.W., and al., "Wastewater Treatment", Prentice Hall, 1979.
- [17] GRADY jr, L.C.P. and LIM, H.C., "Biological Wastewater Treatment, Theory and Applications", Marcel Dekker inc., 1981.
- [18] BRYANT, C., and al., "Organic Halide and Organic Carbon Distribution and Removal in a Pulp and Paper Wastewater Lagoon", Journal WPCF, 1987.
- [19] BARKLEY, W.A., and al., "Evaluation of Temperature Effects in Aerated Lagoons Using Dylamo Simulation Model", TAPPI Environmental Conference, 1988.
- [20] ECKENFELDER, W., "Gestion de eaux usées urbaines et industrielles", Techniques et documentation Lavoisier, 1982.

- [21] METCALF AND EDDY INC., "Wastewater Engineering Treatment Disposal and Reuse", McGraw-Hill, second edition, 1979, 920 p.
- [22] MARIN, Marc, "Accumulation de boues dans les étangs aérés facultatifs", Sciences et techniques de l'eau, vol. 20, n° 4, novembre 1987.
- [23] LIGHTON, L., and al., "Upgrade of the Springfield Aeration Basin", TAPPI Environmental Conference, 1989.
- [24] GAY, C., and al., "Repair and Efficiency Restoration of the Manville High Density Aerated Stabilization Basin", TAPPI Environmental Conference, 1988.
- [25] LITTLE, J., and al., "Sludge Removal and Disposal at the Georgia Pacific Monticello Mill", TAPPI Environmental Conference, 1988.
- [26] KROUSKOP and al., "The Story of Mead's Use of Bleached Kraft Sludge for Abandoned Strip Mine Reclamation and Coping with the Technical Regulatory and Public Issues about Dioxin", TAPPI Environmental Conference, 1989.
- [27] SHIMEK, S., and al., "Paper Sludge Land Application Studies for Three Wisconsin Mills", TAPPI Environmental Conference, 1988.
- [28] NCASI, "Selected Experience with Sludge Accumulation in Aerated Stabilization Basins", Technical Bulletin n° 464, June 1985.
- [29] WPCF, "Aeration in Wastewater Treatment Process", Manual of Practice n° FD-13, 1988.
- [30] KANTARDJIEFF, A., "Le traitement biologique des effluents de l'industrie des pâtes et papiers, La gestion des effluents dans les années 90", Canadian Institute Conference, Montréal, Québec,

1990.

- [31] WPCF, "Water Disinfection", Manual of Practice FD-10, Facilities Development, 1986.
- [32] ENVIRONMENT CANADA., "Wastewater Disinfection in Canada; a Background Paper", report n° EPS-3-WP-78-4, May 1978.
- [33] BEYCHOK, M.R., "Performance of Surface Aerated Basins", Chemical Engineering Progress Symposium Series, 1970.
- [34] EISCHEN, G., and al., "BOD Removal in Aerated Stabilization Basins", TAPPI Journal, September 1985.
- [35] BARTON, D.A., "Development and Application of a Mathematical Model for Predicting BOD and TSS Removal in Polishing Ponds Following Aerated Stabilization Basins", TAPPI Environmental Conference, 1989.
- [36] DESJARDINS, M.-A., "BIOBAC: Logiciel de simulation de bioréacteurs à boues activées", Ecole polytechnique de Montréal, 1986.
- [37] VERNICK, S.A., and E.C. WALKER, "Handbook of Wastewater Treatment Processes", Marcel Dekker inc., 1981.
- [38] EPA, "Development Document for Effluent Limitations Guidelines and Standards for the Pulp and Paper Mills", 1980.